



**TUGAS AKHIR - TF 141581**

***DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA GAS  
PROCESSING FACILITY (GPF) PLANT***

**SAFIRA FIRDAUS MUJIYANTI  
NRP. 02311440000065**

**Dosen Pembimbing :  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.**

**DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2018**

***Halaman ini sengaja dikosongkan***



**FINAL PROJECT - TF 141581**

***PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR GAS  
PROCESSING FACILITY (GPF) PLANT***

***SAFIRA FIRDAUS MUJIYANTI  
NRP. 02311440000065***

***Supervisor :  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.***

***DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS  
Faculty of Industrial Technology  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2018***

***Halaman ini sengaja dikosongkan***

## PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Safira Firdaus Mujiyanti  
NRP : 02311440000065  
Departemen / Prodi : Teknik Fisika/ S1 Teknik Fisika  
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri  
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir dengan judul “*Desain Plantwide Control pada Gas Processing Facility (GPF) Plant*” adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada tugas akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 7 Juni 2018  
Yang membuat pernyataan,

Safira Firdaus Mujiyanti

***Halaman ini sengaja dikosongkan***

**LEMBAR PENGESAHAN  
TUGAS AKHIR**


**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA GAS  
PROCESSING FACILITY (GPF) PLANT**

**Oleh:**

**Safira Firdaus Mujiyanti**  
**NRP 02311440000065**

**Surabaya, 24 Juli 2018**

**Menyetujui,  
Dosen Pembimbing**



**Totok Ruki Biyanto, Ph.D**  
**NIPN. 19710702 199802 1 001**

**Mengetahui,  
Kepala Departemen  
Teknik Fisika FTI-ITS**



**Agus Muhammad Hatta, S.T., M.Si, Ph.D**  
**NIPN. 19760902 200312 1 002**

***Halaman ini sengaja dikosongkan***



## LEMBAR PENGESAHAN

### DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA GAS *PROCESSING FACILITY (GPF) PLANT*

#### TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi  
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

**Safira Firdaus Mujiyanti**  
**NRP. 02311440000065**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D ..... (Pembimbing)
2. Ir. Matradji, M.Sc ..... (Ketua Penguji)
3. Hendra Cordova, S.T., M.T. .... (Penguji 1)
4. Agus Muhammad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D... (Penguji 2)

**SURABAYA**  
**JULI, 2018**

***Halaman ini sengaja dikosongkan***

**ABSTRAK**  
**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA GAS**  
**PROCESSING FACILITY (GPF) PLANT**

**Nama** : Safira Firdaus Mujiyanti  
**NRP** : 02311440000065  
**Departemen** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Penggunaan energi hidrokarbon saat ini masih sangat dominan, dimana energi hidrokarbon yang paling efisien adalah gas alam. Agar gas alam dapat digunakan dengan baik, maka harus diproses terlebih dahulu pada suatu *plant* untuk dihilangkan kandungan  $H_2S$ ,  $CO_2$ , dan  $H_2O$  yang disebut *Gas Processing Facility* (GPF). GPF terbagi dua unit yaitu *H<sub>2</sub>S Removal System* dan *TEG Dehydration Unit*. Adanya *material recycle*, integrasi panas serta produksi gas alam yang tidak selalu stabil menjadi permasalahan dalam GPF ini, sehingga pengendalian proses *plant* yang kompleks dibutuhkan dalam menyelesaikan permasalahan ini. Perancangan desain *plantwide control* (PWC) pada GPF berhasil menyelesaikan permasalahan tersebut, terbukti dengan adanya analisis dampak dari sisi energi, ekonomi dan dari kestabilan *plant*. Metode PWC yang digunakan menurunkan metode milik Luyben dan Skogestad. Hasil perancangan PWC pada kenaikan *feed* 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 52.37 kJ perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 360 U\$ perhari sedangkan pada penurunan *feed* sebesar 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 61.38 kJ perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 491 U\$ perhari. Penerapan PWC juga dapat menghasilkan respon sistem yang stabil saat dilakukan uji gangguan dibuktikan dengan *settling time* dan *overshoot* yang menurun serta eror *steady state* yang hilang dibandingkan dengan pengendalian PID saja sebelum dilakukan perancangan PWC.

**Kata Kunci** : *Plantwide control, gas processing, kontrol proses*

***Halaman ini sengaja dikosongkan***

**ABSTRACT**  
**PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR GAS PROCESSING  
FACILITY (GPF) PLANT**

**Name** : Safira Firdaus Mujiyanti  
**NRP** : 0231144000065  
**Department** : Engineering Physics FTI-ITS  
**Supervysor** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

*Hydrocarbons energy is currently still very dominant, where the most efficient hydrocarbon energy is natural gas. So that natural gas can be used properly, it must be processed first at a plant for the removed content of  $H_2S$ ,  $CO_2$ , and  $H_2O$  that called a Gas Processing Facility (GPF). GPF is divided into two units namely  $H_2S$  Removal System and TEG Dehydration Unit. The existence of material recycle, heat integration, and unstable production of natural gas from well became problems in this GPF, so a complex process control required in resolving this problem. Designing plantwide control (PWC) on the GPF successfully completed these problems, as evidenced by the existence of impact analysis from the energy, the economy and the stability of the plant. PWC method that used in this final project compere Luyben and Skogestad method. The results of the design of PWC at a 5% increase in feed is capable of lowering the energy use of 52.37 kJ perhour and able to improve profit in the amount of U \$360 per day, while in a 5% decrease in feed is capable of lowering the energy use of 61.38 kJ perhour and able to increase profit in the amount of U \$491 per day. Application of PWC can also generate a stable system response with disturbance test, with evidence can decrease settling time and overshoot and omit steady state error compared control PID just before the redesign PWC.*

**Keywords : Plantwide Control (PWC), Gas Processing, Process Control**

***Halaman ini sengaja dikosongkan***

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillahirobbilalamin. Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, serta shalawat dan salam kepada Nabi Muhammad SAW, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul **DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA GAS PROCESSING FACILITY (GPF) PLANT**.

Pada kesempatan kali ini, penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada seluruh pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Ucapan terimakasih ini, khususnya diberikan kepada :

1. Kedua orang tua serta keluarga atas segala kasih sayang dan doa serta dukungan moril dan materiil yang telah diberikan.
2. Bapak Totok Ruki Biyanto, Ph.D. selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta inspirasi yang dapat menjadi bekal dalam perjalanan hidup kedepannya.
3. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T, M.Si, Ph.D selaku Ketua Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmu, bimbingan, serta fasilitas selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
4. Bapak Ir. Heri Joestiono, M.T. selaku dosen wali penulis yang telah membimbing dengan sabar dan perhatian selama perkuliahan.
5. Seluruh teman-teman satu angkatan, F49- Tree Fortress dan juga Kabinet MANTAP HMTF yang telah menemani dan memberikan kesan dan kenangan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
6. Teman-teman seperjuangan bimbingan tugas akhir dan juga asisten Laboratorium Instrumentasi dan Kontrol yang telah banyak membantu dan memberikan semangat.
7. Seluruh warga HMTF baik senior maupun junior khususnya Izef Aulia Kurniawan-F47 yang telah banyak

membantu dan memberikan semangat serta pelajaran selama kegiatan di kampus ini.

8. Seluruh dosen, karyawan dan civitas akademik Teknik Fisika FTI-ITS, terimakasih atas segala bantuan dan kerjasamanya.
9. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terimakasih atas bantuannya.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan tugas akhir ini tidaklah sempurna, oleh karena itu penulis ingin mengucapkan permintaan maaf atas kekeliruan apabila ditemukan dikemudian hari. Namun semoga laporan ini dapat memberikan kontribusi yang berarti dan menambah wawasan yang bermanfaat bagi pembaca, keluarga besar Teknik Fisika khususnya, dan civitas akademik ITS pada umumnya. Selain itu juga semoga dapat bermanfaat sebagai referensi pengerjaan laporan tugas akhir bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 7 Juni 2018

Penulis



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>iii</b>
<b>PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME .....</b>	<b>v</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN.....</b>	<b>vii</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN.....</b>	<b>ix</b>
<b>ABSTRAK .....</b>	<b>xi</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>xiii</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>xv</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>xvii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xix</b>
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	<b>xxi</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN .....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	4
1.3 Tujuan .....	4
1.4 Lingkup Kerja .....	4
1.5 Sistematika Laporan.....	5
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA .....</b>	<b>7</b>
2.1 <i>Absorber</i> .....	7
2.2 Kolom Distilasi .....	9
2.3 <i>Gas Processing Facility (GPF)</i> .....	14
2.3.1. <i>Hydrogen Sulfide (H<sub>2</sub>S) Removal System</i> .....	14
2.3.2. <i>Triethylene Glycol (TEG) Dehydration Unit</i> .....	16
2.4 <i>Degrees of Freedom (DOF)</i> .....	18
2.5 <i>First Order Plus Death Time (FOPDT)</i> .....	19
2.6 Pengendali <i>Feedforward</i> .....	21
2.7 Analisis Performansi Pengendali.....	23
2.8 <i>PlantWide Control (PWC)</i> .....	24
<b>BAB III METODOLOGI .....</b>	<b>29</b>
3.1 Pengumpulan Data Komponen dan Konfigurasi peralatan pada <i>Gas Processing Facility (GPF) Plant.</i> ..	30
3.1.1. <i>H<sub>2</sub>S Removal System</i> pada Kondisi Desain .....	30
3.1.2. <i>TEG Dehydration Unit</i> pada Kondisi Desain .....	31
3.2 Pemodelan Proses Kolom pada <i>Gas Processing Facility</i> ( <i>GPF) Plant</i> .....	31

3.2.1. Pemodelan Proses $H_2S$ Removal System.....	34
3.2.2. Pemodelan Proses TEG Dehydration Unit .....	35
3.3 Validasi Proses GPF.....	36
3.3.1. Validasi Pemodelan $H_2S$ Removal System.....	36
3.3.2. Validasi Pemodelan TEG Dehydration Unit .....	37
3.4 Perancangan Plantwide Control .....	39
3.4.1. Penentuan Fungsi Objektif .....	39
3.4.2. Analisis DOF .....	39
3.4.3. Penentuan laju produksi ( <i>troughout manipulator</i> ).....	43
3.4.4. Penentuan variabel ekonomi ( <i>economical controlled variable</i> ).....	43
3.4.5. Integrasi proses ( <i>process integration</i> ) .....	44
3.4.6. Lapisan pengendalian <i>supervisory</i> .....	44
3.4.7. Optimisasi .....	46
3.5 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis .....	47
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN .....</b>	<b>49</b>
4.1 Analisis Hasil Perancangan PWC .....	49
4.2 Analisis Hasil Optimisasi .....	52
4.3 Analisis Pengujian Performansi Sistem.....	56
4.4 Pembahasan .....	62
<b>BAB V KESIMPULAN.....</b>	<b>65</b>
5.1 Kesimpulan .....	65
5.2 Saran .....	65
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>67</b>
<b>LAMPIRAN.....</b>	<b>69</b>
<b>BIODATA PENULIS .....</b>	<b>79</b>

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2. 1</b> <i>Absorber</i> [13].....	8
<b>Gambar 2. 2</b> Bagian-bagian kolom distilasi [14].....	10
<b>Gambar 2. 3</b> Ilustrasi kondensor dan <i>reflux drum</i> [14].....	11
<b>Gambar 2. 4</b> Ilustrasi <i>reboiler</i> dan kolom bawah [14] .....	12
<b>Gambar 2. 5</b> PFD <i>H<sub>2</sub>S Removal System</i> .....	15
<b>Gambar 2. 6</b> PFD <i>TEG Dehydration Unit</i> .....	17
<b>Gambar 2. 7</b> Grafik respon sistem [19] .....	20
<b>Gambar 2. 8</b> Respon pengendali .....	23
<b>Gambar 2. 9</b> Interpretasi IAE pada (a) uji <i>disturbance</i> , dan (b) uji <i>set point</i> .....	24
<b>Gambar 3. 1</b> Diagram alir metodologi .....	29
<b>Gambar 3. 2</b> <i>H<sub>2</sub>S Removal System Unit</i> pada kondisi desain ....	34
<b>Gambar 3. 3</b> <i>TEG Dehydration Unit</i> pada kondisi desain.....	35
<b>Gambar 3. 4</b> Lokasi TPM pada proses GPF.....	43
<b>Gambar 3. 5</b> Pemasangan MPC pada <i>Amine Regenerator</i> .....	46
<b>Gambar 3. 6</b> Pemasangan MPC pada <i>TEG Regenerator</i> .....	46
<b>Gambar 4. 1</b> Uji <i>set point</i> naik 5% pada <i>FIC feed</i> .....	49
<b>Gambar 4. 2</b> Uji <i>set point</i> naik 5% pada <i>FIC lean amine</i> .....	50
<b>Gambar 4. 3</b> Uji <i>set point</i> naik 5% pada <i>FIC lean TEG</i> .....	50
<b>Gambar 4. 4</b> Uji <i>set point</i> turun 5% pada <i>FIC feed</i> .....	51
<b>Gambar 4. 5</b> Uji <i>set point</i> turun 5% pada <i>FIC lean amine</i> .....	51
<b>Gambar 4. 6</b> Uji <i>set point</i> turun 5% pada <i>FIC lean TEG</i> .....	52
<b>Gambar 4. 7</b> Uji gangguan naik 5% .....	56
<b>Gambar 4. 8</b> Uji gangguan turun 5% .....	56
<b>Gambar 4. 9</b> Perbandingan respon untuk struktur kontrol PWC dan <i>non PWC</i> pada <i>FIC lean amine</i> saat <i>feed</i> naik 5% .....	57
<b>Gambar 4. 10</b> Perbandingan respon untuk struktur kontrol PWC dan <i>non PWC</i> pada <i>FIC lean TEG</i> saat <i>feed</i> naik 5% .....	58

**Gambar 4. 11** Perbandingan respon untuk struktur kontrol PWC  
dan *non* PWC pada FIC *lean amine* saat *feed* turun  
5% .....59

**Gambar 4. 12** Perbandingan respon untuk struktur kontrol PWC  
dan *non* PWC pada FIC *lean TEG* saat *feed* turun  
5% ..... 60

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 3. 1</b> Properti pada <i>Amine Contactor</i> .....	30
<b>Tabel 3. 2</b> Properti pada <i>Amine Regenerator</i> .....	30
<b>Tabel 3. 3</b> Properti pada <i>TEG Contactor</i> .....	31
<b>Tabel 3. 4</b> Properti pada <i>TEG Regenerator</i> .....	31
<b>Tabel 3.5</b> Validasi proses pada <i>Amine Contactor</i> .....	36
<b>Tabel 3.6</b> Validasi proses pada <i>Amine Regenerator</i> .....	37
<b>Tabel 3.7</b> Validasi proses pada <i>TEG Contactor</i> .....	37
<b>Tabel 3.8</b> Validasi proses pada <i>TEG Regenerator</i> .....	38
<b>Tabel 3. 9</b> Nilai CDOF pada <i>H<sub>2</sub>S Removal System</i> .....	40
<b>Tabel 3. 10</b> Kontrol pada <i>H<sub>2</sub>S Removal System</i> dalam kondisi kesain .....	41
<b>Tabel 3. 11</b> Nilai CDOF pada <i>TEG Dehydration Unit</i> .....	41
<b>Tabel 3. 12</b> Kontrol pada <i>TEG Dehydration Unit</i> dalam kondisi desain .....	42
<b>Tabel 3. 13</b> Parameter pemodelan pengendali <i>feedforward</i> .....	44
<b>Tabel 3. 14</b> Parameter pemodelan FOPDT .....	45
<b>Tabel 3. 15</b> Gangguan pada umpan.....	47
<b>Tabel 4. 1</b> Perbandingan struktur kontrol pada <i>Amine Contactor</i> .....	53
<b>Tabel 4. 2</b> Perbandingan Struktur Kontrol pada <i>Amine Regenerator</i> .....	53
<b>Tabel 4. 3</b> Perbandingan struktur kontrol pada <i>TEG Contactor</i> .....	53
<b>Tabel 4. 4</b> Perbandingan struktur kontrol pada <i>TEG Regenerator</i> .....	54
<b>Tabel 4. 5</b> Perbandingan penggunaan energi pada <i>H<sub>2</sub>S Removal System</i> .....	54
<b>Tabel 4. 6</b> Perbandingan penggunaan energi pada <i>TEG Dehydration Unit</i> .....	54
<b>Tabel 4. 7</b> Perbandingan perhitungan biaya pada GPF .....	55

**Tabel 4. 8** Perbandingan karakteristik respon pada FIC *lean*  
    *amine* saat *feed* naik 5% ..... 57

**Tabel 4. 9** Perbandingan karakteristik respon pada FIC *lean* TEG  
    saat *feed* naik 5% ..... 58

**Tabel 4.10** Perbandingan karakteristik respon pada FIC *lean*  
    *amine* saat *feed* turun 5% ..... 60

**Tabel 4.11** Perbandingan karakteristik respon pada FIC *lean* TEG  
    saat *feed* turun 5% ..... 61

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Kebutuhan energi merupakan salah satu kebutuhan manusia yang penting untuk menjalankan kehidupan, dimana kebutuhan energi ini jumlahnya akan terus meningkat seiring berjalannya waktu. Saat ini sumber energi terbesar dalam memenuhi kebutuhan energi diduduki oleh hidrokarbon, dimana jenisnya antara lain batu bara, minyak dan gas alam. Ditinjau dari penggunaannya, gas alam merupakan yang paling efisien dibandingkan minyak atau batu bara [1].

Gas alam yang berasal dari sumur produksi masih mengandung hidrogen sulfida ( $H_2S$ ) karbon dioksida ( $CO_2$ ) dan uap air ( $H_2O$ ). Terdapat batas standar untuk  $CO_2$  yaitu sebesar 1 mol% dan  $H_2S$  adalah sebesar 4ppm [2]. Sedangkan batas kandungan air adalah 7 lb/MMscf untuk sistem perpipaan US, 4 lb/MMscf untuk sistem perpipaan Kanada, serta 1-2 lb/MMscf untuk sistem perpipaan lingkungan Alaska [1]. Gas yang mengandung kandungan tersebut dapat menyebabkan penggumpalan dan penyumbatan pada pipa. Kondisi ini dapat berakibat fatal karena termasuk dalam kondisi yang tidak aman, dimana hal terburuk yang dapat terjadi adalah dapat menghentikan proses produksi gas alam.  $H_2S$  merupakan zat yang berbahaya dan bersifat korosif.  $CO_2$  merupakan zat yang sulit untuk dibakar, sehingga keberadaan  $CO_2$  pada gas alam dapat menurunkan kualitas bahan bakar.  $H_2O$  yang terkandung dalam gas juga dapat mengalami kondensasi pada pipa yang dapat menyebabkan erosi dan korosi. Hal tersebut merupakan hal yang dihindari dalam proses industri, sehingga diperlukan suatu *plant* untuk memproses pengolahan gas atau yang biasa dikenal dengan *Gas Processing Facility* (GPF).

Proses untuk melakukan pemurnian gas biasa dikenal dengan istilah *gas purification* untuk mengolah *sour gas* menjadi *sweet gas*. Proses ini bertujuan untuk menghilangkan kandungan  $H_2S$  dan  $CO_2$  pada gas alam. Terdapat beberapa cara untuk melakukan pengolahan gas, salah satunya dengan bantuan bahan

kimia. Bahan kimia yang paling sering digunakan adalah *alkanolamines*. *Plant* yang digunakan untuk menghilangkan kandungan  $H_2S$  dan  $CO_2$  pada gas disebut *H<sub>2</sub>S Removal System* [3]. *Plant* ini secara umum terdiri dari *contactor* dan *regenerator*. Dimana *contactor* berfungsi untuk menghilangkan kandungan  $H_2S$  dan  $CO_2$  pada gas dengan bantuan *amine*, sedangkan *regenerator* berfungsi untuk meregenerasi *amine* agar dapat digunakan kembali.

Cara yang digunakan untuk melakukan pengeringan gas antara lain dengan cara absorpsi dan adsorpsi. Metode absorpsi merupakan metode pengeringan gas dengan menggunakan *liquid*, sedangkan adsorpsi menggunakan *solid*. Dalam penerapannya metode absorpsi adalah yang paling sering digunakan, dimana *liquid* yang digunakan untuk mengikat gas adalah *glycol*. Saeid Mokhtab menyebutkan dalam bukunya bahwa *triethylene glycol* (TEG) merupakan yang paling sering digunakan, yang dikenal dengan *TEG Dehydration Unit* [4]. Sistem kerja *plant* ini hampir sama dengan sistem kerja *H<sub>2</sub>S Removal System*.

Pentingnya fungsi dari pengolahan gas yang telah dijelaskan membuat banyak orang meneliti mengenai GPF, antara lain adalah Mohammad Ali Ahmadi yang meneliti mengenai prediksi *dew point* untuk air pada *TEG dehydration System* menggunakan jaringan saraf tiruan [5]. Chornng H. Twu juga melakukan penelitian mengenai pemodelan *TEG-water for glycol gas dehydration* menggunakan *Twu Sim Tassone* (TST) *equation* [4]. Selain itu, Sony Ardian Affandy juga melakukan simulasi dan optimasi *structured packing replacement* pada *TEG dehydration unit* [6]. Borhani juga melakukan penelitian mengenai pemodelan pemisahan  $H_2S$  dan  $CO_2$  menggunakan MDEA [2]. Moioli dan Giuffrida juga melakukan penelitian mengenai *plant* yang sama dengan Borhani dan menerapkannya pada *air-blown IGCC plants* [7]. Dari beberapa penelitian yang telah disebutkan, maka apabila *H<sub>2</sub>S removal system* dan *TEG dehydration unit* digabungkan menjadi GPF akan menjadi sistem yang begitu kompleks.

Lebih parah dari itu, kekompleksan *plant* ini disebabkan oleh adanya *amine* dan TEG yang digunakan secara berulang-ulang sehingga menyebabkan kualitas dan kuantitas *amine* dan TEG akan menurun seiring berjalannya waktu. Penurunan



kualitas dan kuantitas pada *amine* dan TEG tersebut menyebabkan efek bola salju, dimana efek bola salju ini terjadi karena adanya ketidakseimbangan massa yang kembali pada *contactor* untuk mengikat komposisi pada gas. Efek bola salju ini menjadi permasalahan pertama pada GPF. Permasalahan kedua yang dihadapi adalah mengenai tingginya penggunaan energi pada GPF. Energi yang tinggi akan menyebabkan biaya operasional yang tinggi. Untuk meminimalisir penggunaan energi tersebut, maka pada GPF juga terdapat integrasi panas. Meskipun telah terdapat integrasi panas, penggunaan energi pada GPF masih dikatakan tinggi karena dibutuhkan energi yang besar untuk dua *reboiler* pada dua kolom distilasi di GPF. Oleh karena itu, diperlukan sistem pengendalian *plant* secara keseluruhan atau dikenal dengan istilah *PlantWide Control* (PWC) pada GPF.

PWC merupakan metode mengenai sistem pengendalian *plant* secara keseluruhan. Metode ini menjelaskan bagaimana cara menentukan posisi sensor dan valve serta bagaimana cara menggabungkan keduanya secara tepat. Metode ini telah banyak dikembangkan secara sistematis, antara lain oleh Luyben dan Skogestad. Metode yang dimiliki Luyben terdiri dari sembilan langkah [8], namun dalam langkah-langkah tersebut belum ada yang mengevaluasi dari segi ekonomis. Sehingga Skogestad hadir untuk menyempurnakan metode desain PWC milik Luyben dengan membaginya menjadi dua langkah, yaitu *top-down* dan *bottom-up* [9].

Prosedur desain PWC saat ini sudah banyak digunakan di dunia industri, antara lain seperti pada *grinding mill circuits* oleh J. D. le Roux [10], pada *thermal power plant* oleh Hao Fei [11], serta penerapan PWC pada proses  $\text{CO}_2$  *capture* oleh Yu-Jeng Lin [12], dimana hasil yang didapat adalah dapat menurunkan penggunaan konsumsi energi.

Dari penjelasan mengenai metode PWC serta permasalahan yang telah dipaparkan, maka tugas akhir ini akan membahas mengenai desain PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) dengan tujuan melakukan perancangan, menganalisis dampak energi dan ekonomi serta menjaga kestabilan sistem akibat adanya gangguan.

## 1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan penelitian yang diangkat dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Bagaimana perancangan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) *Plant*?
2. Bagaimana dampak penerapan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) *Plant* dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi?
3. Bagaimana dampak penerapan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan?

## 1.3 Tujuan

Tujuan penelitian yang ingin dicapai dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Melakukan perancangan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) *Plant*.
2. Mengetahui dampak perancangan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) *Plant* dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi.
3. Mengetahui dampak penerapan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

## 1.4 Lingkup Kerja

Ruang lingkup dalam tugas akhir ini adalah pertama mengumpulkan data mulai dari PFD, P&ID, serta *datasheet* dari GPF plant, yang terdiri dari *H<sub>2</sub>S removal system* dan *TEG dehydration unit*. Setelah data yang diperlukan telah didapat selanjutnya dimodelkan pada *software* HYSYS. Pemodelan yang dibuat mulai dari *contactor* hingga *regenerator*. Kemudian akan dibuat perancangan strategi kontrol menggunakan metode *plantwide control* (PWC). Metode PWC yang digunakan menggunakan karya Luyben dan Skogestad. Fungsi objektif yang digunakan pada tugas akhir ini adalah untuk memaksimalkan profit. Kemudian pada tahap akhir akan dilakukan pengujian performansi kestabilan sistem akibat adanya uji gangguan yang diberikan.

## **1.5 Sistematika Laporan**

Sistematika penulisan laporan tugas akhir adalah sebagai berikut.

### **BAB I Pendahuluan**

Bab I ini terdiri dari latar belakang, perumusan masalah, tujuan, lingkup kerja dan sistematika laporan.

### **BAB II Teori Penunjang**

Bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, seperti *absorber*, kolom distilasi *Gas Processing Facility* (GPF), DOF, FOPDT serta metode desain PWC.

### **BAB III Metodologi**

Bab III ini berisi mengenai rancangan dari penelitian yang dilakukan, metode, dan langkah-langkah dalam penelitian.

### **BAB IV Hasil dan Pembahasan**

Bab IV ini berisi tentang data hasil penelitian dari perancangan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF), hasil analisis dari segi penggunaan energi dan ekonomi serta analisis hasil uji kestabilan *plant*.

### **BAB V Kesimpulan dan Saran**

Bab V ini diberikan kesimpulan tentang tugas akhir ini dan saran sebagai penunjang maupun pengembangan tugas akhir selanjutnya.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

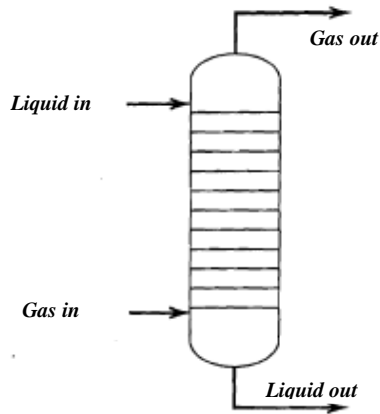
## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 *Absorber*

*Absorber* merupakan suatu unit operasi dalam industri minyak yang gas yang berfungsi untuk melakukan proses absorpsi atau penyerapan. Nama lain *absorber* dalam industri minyak dan gas adalah *scrubber* yang memiliki fungsi yang sama. Penyerapan yang dimaksud adalah memisahkan komponen tertentu pada gas menggunakan cairan yang juga dimasukkan dalam *absorber*. Komponen yang dipisahkan dari gas disebut zat terlarut. Proses pemisahan ini pada umumnya memisahkan kotoran, polutan, ataupun komponen beracun dari gas yang tidak diinginkan pada prosesnya [13].

Sistem kerja *absorber* adalah gas masuk (*gas in*) melalui *inlet* bagian bawah sedangkan cairan atau yang biasa dikenal dengan *solvent* masuk (*liquid in*) melalui *inlet* bagian atas. Kemudian akan terjadi kontak antara gas dan cairan, sehingga komponen yang ingin dipisahkan dari gas akan terikat pada *solvent* dan dibawa keluar melalui *outlet* bagian bawah (*liquid out*). Komponen tersebut dapat terikat oleh cairan karena adanya reaksi kimia di dalamnya. Reaksi kimia yang terjadi berdasarkan jenis proses pada *plant* tersebut. Sedangkan gas yang telah bersih akan menuju ke *outlet* bagian atas (*gas out*). Proses ini terjadi berdasarkan prinsip massa jenis. Bahwa gas yang memiliki massa jenis lebih ringan akan menuju bagian atas, sedangkan cairan yang memiliki massa jenis yang lebih berat akan menuju ke bawah. Pada *absorber* juga terdiri dari beberapa *tray* di dalamnya. Dimana pada setiap *tray* akan terjadi kontak antara gas dan cairan,

Dalam *absorber*, akan terjadi hukum kesetimbangan massa. dimana massa gas dan cairan yang masuk akan sama dengan massa gas dan cairan yang keluar. Dengan demikian, kesetimbangan massa pada *absorber* dapat dituliskan pada suatu persamaan kesetimbangan massa. Untuk memahami proses yang terjadi pada *absorber* beserta persamaan kesetimbangan massa yang terjadi dalamnya, maka akan dijelaskan pada Gambar 2.1.



**Gambar 2. 1** *Absorber* [13]

Persamaan kesetimbangan massa komponen pada *absorber* dituliskan pada Persamaan (2.1-2.2).

$$G_i + L_i = G_o + L_o \quad (2.1)$$

$$G_i \cdot X_{Gi} + L_i \cdot X_{Li} = G_o \cdot X_{Go} + L_o \cdot X_{Lo} \quad (2.2)$$

dimana:

- $G_i$  : Laju aliran gas masuk
- $L_i$  : Laju aliran cairan masuk
- $G_o$  : Laju aliran gas keluar
- $L_o$  : Laju aliran cairan keluar
- $X_{Gi}$  : Fraksi laju aliran gas masuk
- $X_{Li}$  : Fraksi laju aliran cairan masuk
- $X_{Go}$  : Fraksi laju aliran gas keluar
- $X_{Lo}$  : Fraksi laju aliran cairan keluar

Terdapat dua *absorber* pada *Gas Processing Facility* (GPF), satu pada *H<sub>2</sub>S Removal System Unit* yang dikenal dengan istilah *amine contactor* dan satu pada *TEG Dehydration Unit* yang dikenal dengan istilah *TEG contactor*.

## 2.2 Kolom Distilasi

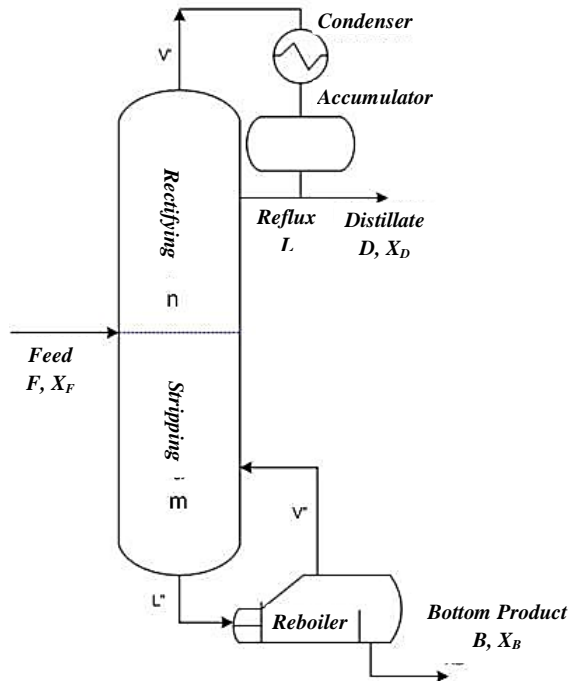
Kolom distilasi merupakan unit operasi utama pada proses kimia dalam industri minyak dan gas yang digunakan untuk pemisahan dan pemurnian cairan atau uap. Cara pemisahan dan pemurniannya menggunakan prinsip volatilitas. Volatilitas merupakan kecenderungan suatu zat untuk berubah menjadi uap dari suatu cairan. Komposisi umpan kolom distilasi pada umumnya terdiri dari banyak variasi. Kemudian komponen tersebut akan diproses pada kolom distilasi untuk mendapatkan kemurnian suatu komponen tertentu. Komponen yang memiliki volatilitas lebih tinggi akan keluar melalui bagian atas kolom distilasi sebagai *top product*. Sedangkan komponen lain akan turun ke bawah menjadi *bottom product* [14].

Untuk mencapai tujuan permurnian suatu zat, maka kolom distilasi juga ditunjang oleh beberapa peralatan lain, yaitu *reboiler* yang berfungsi sebagai pemanas di bagian bawah kolom, kondensor yang berfungsi melakukan proses kondensasi di bagian atas kolom serta *reflux drum* yang berfungsi untuk menampung hasil kondensasi. Pada kolom distilasi juga terdapat beberapa *tray* di dalamnya, dimana pada setiap *tray* akan terjadi kontak antara uap yang naik ke atas, dan cairan yang turun ke bawah. Proses yang terjadi adalah kompenen umpan yang masih beragam dipanaskan melalui *reboiler* sehingga akan menjadi uap, kemudian akan terjadi kontak dengan cairan dari umpan dan cairan yang kembali dari kondensor yang menuju bagian bawah kolom. Uap tersebut akan dikondensasi oleh kondensor. Apabila batas pemurnian telah tercapai, maka akan keluar menjadi *top product*. Sedangkan cairan yang telah dikondensasi akan disimpan terlebih dahulu pada *reflux drum* kemudian akan dikembalikan pada kolom.

Karena adanya proses pemanasan tersebut, maka kolom distilasi menyerap energi yang sangat besar dari keseluruhan *plant*, bahkan bisa mencapai 40% dari total energi yang diperlukan seluruh *plant* pada industri tersebut. Sehingga biaya operasional yang dibutuhkan pada kolom distilasi juga ikut tinggi.

Kolom distilasi merupakan suatu unit operasi yang sangat kompleks karena merupakan sistem nonlinier dan banyak interaksi multivariabel di dalamnya. Mulai dari *level* pada kolom dan *reflux drum*, laju aliran *reflux*, tekanan pada kondensor, temperatur pada *reboiler*, serta komposisi pada *top product* dan *bottom product*. Variabel tersebut harus dipertahankan dengan baik agar sistem pada kolom distilasi tetap stabil.

Untuk memahami lebih jelas mengenai kolom distilasi, maka akan ditunjukkan pada Gambar 2.2.



**Gambar 2. 2** Bagian-bagian kolom distilasi [14]

Persamaan kesetimbangan massa komponen pada kolom distilasi dituliskan pada Persamaan (2.3-2.4).

$$F = D + B \quad (2.3)$$

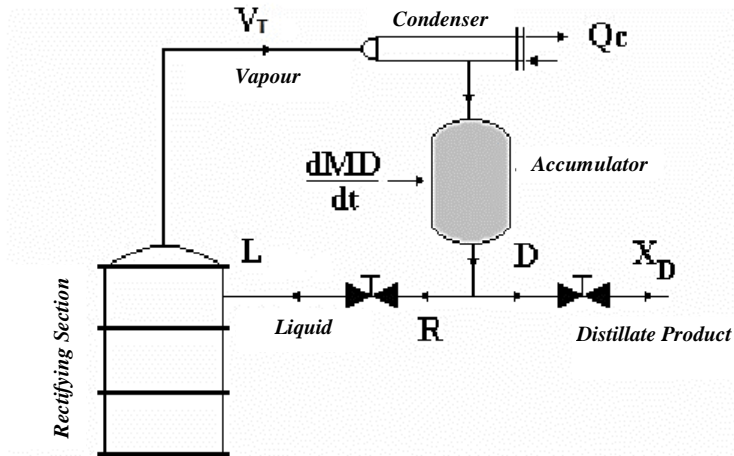


$$FX_F = DX_D + BX_B \quad (2.4)$$

dimana:

- $F$  : Laju aliran umpan  
 $D$  : Laju aliran distilat  
 $B$  : Laju aliran produk bawah  
 $X_F$  : Fraksi umpan  
 $X_D$  : Fraksi distilat  
 $X_B$  : Fraksi produk bawah

Untuk gambaran kondensor dan *reflux drum* diilustrasikan melalui Gambar 2.3.



**Gambar 2. 3** Ilustrasi kondensor dan *reflux drum* [14]

Persamaan kesetimbangan massa komponen pada kondensor dan *reflux drum* dituliskan pada Persamaan (2.5-2.6).

$$\frac{dM_D}{dt} = V_T - L - D \quad (2.5)$$

$$\frac{d(M_D X_D)}{dt} = V_T X_{V_T} - (L + D) X_D \quad (2.6)$$

dimana:

- $M_D$  : Massa pada *reflux drum*  
 $V_T$  : Laju aliran uap keluaran kolom atas  
 $L$  : Laju aliran *reflux*  
 $X_{V_T}$  : Fraksi laju aliran uap keluaran kolom atas

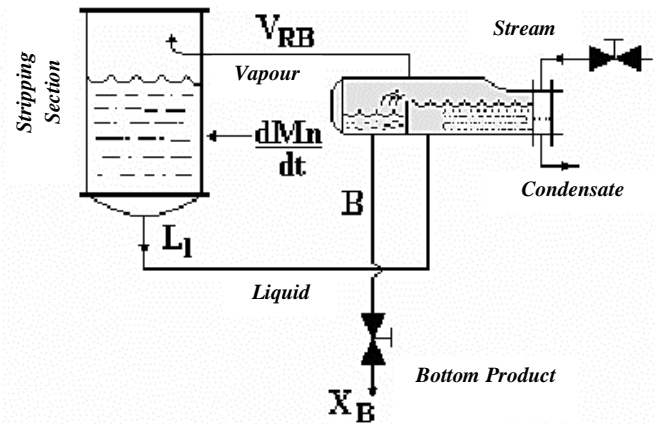
Sedangkan untuk kesetimbangan energi pada kondensor dan *reflux drum* dituliskan pada Persamaan (2.7).

$$\frac{d(M_D h_D)}{dt} = V_T h_{V_T} - L h_L - D h_D + Q_C \quad (2.7)$$

dimana:

- $h_{V_T}$  : Entalpi pada uap keluaran kolom atas  
 $h_D$  : Entalpi pada distilat  
 $h_L$  : Entalpi pada refluks  
 $Q_C$  : Laju aliran panas kondensor

Sedangkan untuk ilustrasi *reboiler* dan kolom bagian bawah dijelaskan pada Gambar 2.4 berikut.



**Gambar 2. 4** Ilustrasi *reboiler* dan kolom bawah [14]

Untuk persamaan kesetimbangan massa komponen pada *reboiler* dan kolom bagian bawah dituliskan pada Persamaan (2.8-2.9).

$$\frac{dM_n}{dt} = L_1 - V_{RB} - B \quad (2.8)$$

$$\frac{d(M_n X_B)}{dt} = L_1 X_1 - V_{RB} X_{V_{RB}} - B X_B \quad (2.9)$$

dengan :

- $M_n$  : Massa pada *reboiler*
- $L_1$  : Laju aliran keluaran kolom bawah
- $V_{RB}$  : Laju aliran *steam reboiler*
- $X_1$  : Fraksi keluaran *bottom stage* kolom
- $X_{V_{RB}}$  : Fraksi *steam reboiler*

Sedangkan untuk persamaan kesetimbangan energi pada *reboiler* dan kolom bagian bawah dituliskan pada Persamaan (2.10).

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = L_1 h_1 - V_{RB} h_{V_{RB}} - B h_B + Q_B \quad (2.10)$$

dengan :

- $h_1$  : Entalpi keluaran kolom bawah
- $h_{RB}$  : Entalpi *steam reboiler*
- $h_B$  : Entalpi produk bawah
- $Q_B$  : Laju aliran panas pada *reboiler*

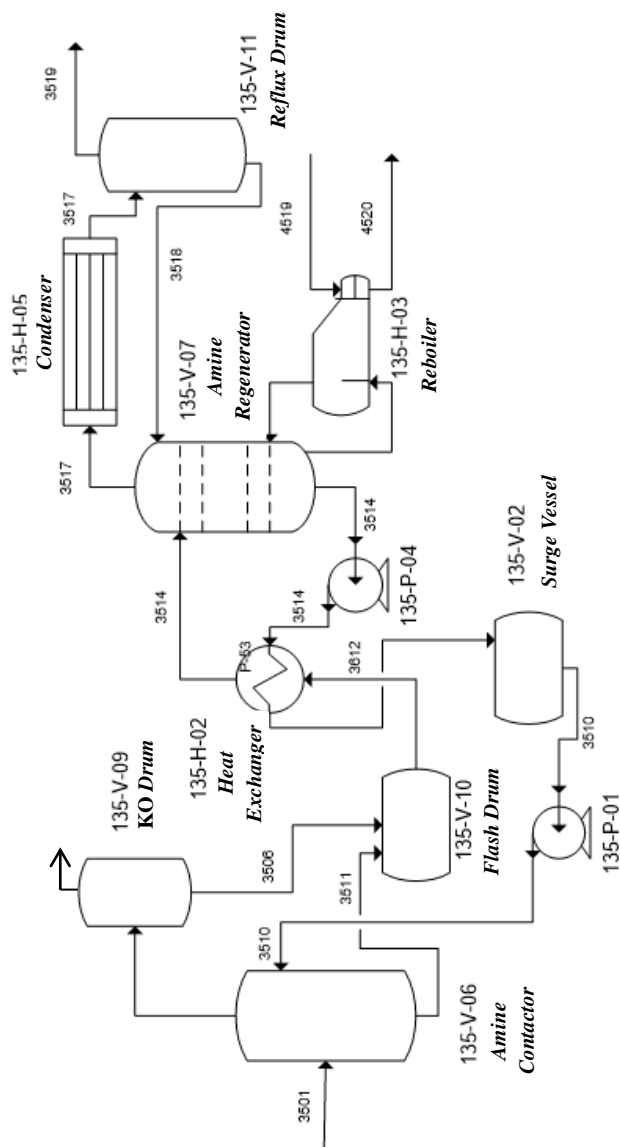
Terdapat dua kolom distilasi pada *Gas Processing Facility* (GPF), satu pada *H<sub>2</sub>S Removal System Unit* yang dikenal dengan istilah *amine regenerator* dan satu pada *TEG Dehydration Unit* yang dikenal dengan istilah *TEG regenerator*. Fungsi dari *regenerator* ini adalah untuk melakukan pemurnian komposisi *amine* dan TEG. Pada *amine regenerator*, akan memisahkan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dari *amine*, sedangkan pada *TEG regenerator* akan memisahkan kandungan H<sub>2</sub>O dari TEG.

### 2.3 Gas Processing Facility (GPF)

Gas alam yang diambil dari dalam sumur masih mengandung hidrogen sulfida ( $\text{H}_2\text{S}$ ) karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ) dan uap air ( $\text{H}_2\text{O}$ ). Untuk itu diperlukan adanya *plant* yang berfungsi untuk mengolah gas tersebut yang dinamakan *Gas Processing Facility* (GPF). GPF dibagi menjadi dua unit yaitu *Hydrogen Sulfide* ( $\text{H}_2\text{S}$ ) *Removal System* yang berfungsi untuk menghilangkan  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{CO}_2$  sehingga *sour gas* akan keluar menjadi *sweet gas* serta *Triethylene Glycol* (TEG) *Dehydration Unit* yang berfungsi untuk menghilangkan  $\text{H}_2\text{O}$  pada *wet gas* sehingga keluar menjadi *dry gas*.

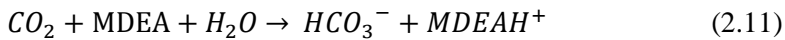
#### 2.3.1. Hydrogen Sulfide ( $\text{H}_2\text{S}$ ) Removal System

$\text{H}_2\text{S}$  *removal system* berfungsi untuk mengolah *sour gas* yang masih terdiri dari  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{CO}_2$  menjadi *sweet gas*. Terdapat beberapa cara untuk melakukan pemurnian gas. Metode yang paling sering digunakan adalah dengan cara absorpsi. Metode absorpsi merupakan metode yang memisahkan  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{CO}_2$  dari gas menggunakan *liquid* atau dikenal dengan istilah *solution*. *Solution* yang paling sering digunakan adalah menggunakan *alkanoamines*. Berikut macam-macam *alkanoamines*, yaitu: *primary-monoethanolamine* (MEA), *secondary-diethanolamine* (DEA), *diisopropanolamine* (DIPA) and *tertiary-methyldiethanolamine* (MDEA) and *triethanolamine* (TEA) [15]. Proses pengolahan ini membutuhkan beberapa peralatan, yang paling utama adalah *amine contactor* dan *amine regenerator*. *Amine contactor* berfungsi untuk menghilangkan  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{CO}_2$  dengan bantuan *lean amine*. *Sour gas* akan masuk *amine contactor* melalui *inlet* bagian bawah, kemudian akan keluar menjadi *sweet gas* melalui *oulet* bagian atas. *Lean amine* yang berfungsi mengikat  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{CO}_2$  akan masuk melalui *inlet* bagian atas. Kemudian *lean amine* akan keluar menjadi *rich amine* melalui *outlet* bagian bawah. Selanjutnya *rich amine* akan diregenerasi oleh *amine regenerator* seperti pada Gambar 2.5.



**Gambar 2. 5 PFSD H<sub>2</sub>S Removal System**

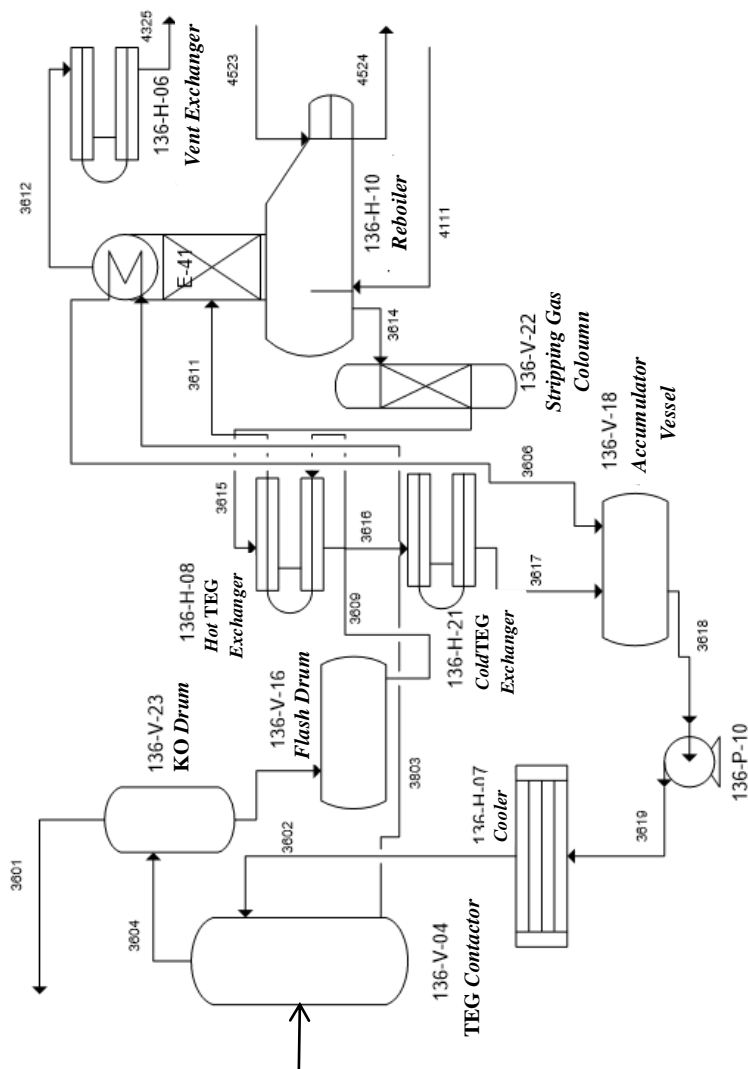
Tujuan dari melakukan regenerasi *amine* adalah untuk menghemat biaya operasional yang dikeluarkan untuk *amine*. Dengan begitu, maka setelah dilakukan regenerasi, *lean amine* dapat dikembalikan lagi pada *contactor* untuk mengikat  $H_2S$  dan  $CO_2$ . Pemisahan yang terjadi pada *amine contactor* terjadi berdasarkan reaksi kimia. Reaksi kimia yang terjadi pada *plant* ini adalah sebagai berikut [7].



### 2.3.2. Triethylene Glycol (TEG) Dehydration Unit

*Gas Dehydration Unit* merupakan suatu *plant* yang berfungsi untuk mengikat uap air pada gas alam agar menjadi *dry gas*. Terdapat beberapa metode untuk mengikat uap air pada gas alam, antara lain dengan metode absorpsi dan adsorpsi. Metode absorpsi akan mengikat uap air pada gas dengan *liquid*, sedangkan adsorpsi akan mengikat uap air dengan bantuan *solid*. Pada metode absorpsi, *liquid* yang sering digunakan adalah *glycol*. Dimana terdapat beberapa jenis *glycol* yang digunakan antara lain: *monoethylene glycol*, *diethylene glycol*, *triethylene glycol* dan *tetraethylene glycol*. Namun dari keempat jenis tersebut yang sering digunakan untuk mengikat uap air pada gas adalah *triethylene glycol* (TEG) [16].

Proses pemisahan uap air dari gas yang digunakan pada tugas akhir ini juga menggunakan TEG, sehingga *plant* tersebut dinamakan *TEG dehydration unit*. Proses yang terjadi di dalam *TEG dehydration unit* setipe dengan proses pada *H<sub>2</sub>S removal system*. Untuk memahami proses pada *TEG dehydration unit* secara lebih jelas, akan digambarkan *process flow diagram* (PFD) pada Gambar 2.6 berikut ini.



**Gambar 2. 6 PFD TEG Dehydration Unit**

Proses pengeringan gas menggunakan TEG secara umum terdiri dari dua unit yang utama yaitu *contactor* dan *regeneration*. Proses yang terjadi adalah *wet gas* akan masuk pada *contactor* melalui *inlet* bagian bawah kolom dan akan keluar menjadi *dry gas* pada *outlet* bagian atas kolom. Sedangkan untuk mengikat air yang terkandung pada gas, maka *lean* TEG akan masuk pada kolom melalui *inlet* bagian atas. *Lean* TEG akan mengikat air yang terdapat pada gas, kemudian akan keluar menjadi *rich* TEG melalui *outlet* bagian bawah kolom. *Rich* TEG kemudian menuju *regenerator* untuk diproses agar bisa kembali menjadi *lean* TEG. Komponen-komponen pada TEG *dehydration unit* yang utama adalah TEG *contactor* dan TEG *regenerator*. TEG *contactor* atau yang biasa dikenal sebagai *absorber* berfungsi sebagai unit yang dapat memisahkan uap air dari gas dengan bantuan TEG. *Wet gas* akan masuk ke TEG *contactor* melalui *inlet* bagian bawah. TEG *contactor* akan menghilangkan uap air nya sehingga keluar menjadi *dry gas* melalui *outlet* bagian atas. *Lean* TEG akan masuk melalui *top inlet* dan akan mengikat uap air pada gas kemudian keluar menjadi *rich* TEG. Batas uap air yang diperbolehkan pada *dry gas* adalah 10lb/MMscfd. Sedangkan TEG *regenerator* berbentuk kolom destilasi yang berfungsi untuk meregenerasi *rich* TEG yang berisi banyak kandungan air menjadi *lean* TEG untuk dikembalikan lagi ke dalam TEG *contactor*.

## 2.4 Degrees of Freedom (DOF)

Pada prinsipnya, semua sistem yang ada dapat dipresentasikan melalui persamaan matematika yang terdiri dari variabel *degrees of freedom* (DOF) atau derajat kebebasan pada suatu sistem merupakan representasi dari variabel pada sistem tersebut, dimana hasilnya harus spesifik sebelum variabel yang tersisa dapat dihitung. Persamaan DOF diberikan pada Persamaan (2.13)

$$\text{DOF} =$$

$$\text{Jumlah variabel} - \text{Jumlah persamaan independen} \quad (2.13)$$



Suatu pemodelan dapat dijalankan apabila jumlah DOF adalah nol. Apabila DOF bernilai lebih dari nol maka terdapat lebih banyak variabel yang tidak diketahui daripada persamaan yang independen. Terdapat banyak penyelesaian untuk kasus ini, salah satunya dengan melakukan optimasi pada performansi sistem. Namun apabila jumlah DOF dibawah nol, maka lebih banyak persamaan independen dibandingkan jumlah variabel. Pada kasus ini, pemodelan tidak akan dapat diselesaikan [17].

Dalam mendesain struktur kontrol, analisis DOF dikenal sebagai *control degrees of freedom* (CDOF). Pada pengertiannya, CDOF merupakan jumlah maksimum dari variabel yang dapat dimanipulasi untuk mendesain struktur kontrol. Persamaan CDOF yang dikembangkan oleh Konda dituliskan pada Persamaan (2.14) sebagai berikut.

$$CDOF = N_{streams} - \sum_1^{all\ the\ units} (N_{restraining}) - N_{redundant} \quad (2.14)$$

dimana :

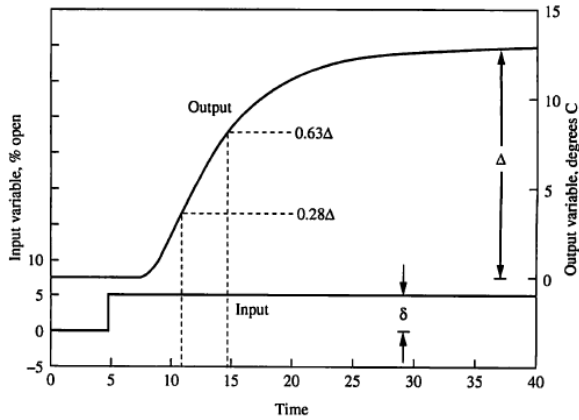
- $N_{streams}$  : Jumlah stream yang ada pada proses
- $N_{restraining}$  : Jumlah stream proses yang tidak dapat dimanipulasi
- $N_{redundant}$  : Jumlah stream proses yang tidak butuh untuk dikontrol pada prosesnya

Safari dan Eslamloueyan telah mengembangkan penelitian terkait dengan persamaan CDOF. Hasilnya didapatkan bahwa persamaan tersebut berhasil diterapkan baik pada unit yang sederhana seperti pada *distillation column* hingga proses yang kompleks seperti *vinyl acetate process* [18].

## 2.5 First Order Plus Death Time (FOPDT)

Sistem dinamik dari proses industri dapat dimodelkan dengan fungsi transfer FOPDT (*first order plus death time*). FOPDT didapatkan dari melakukan uji *open loop* sehingga akan

didapatkan grafik respon orde satu pada Gambar 2.7 sebagai berikut.



**Gambar 2. 7** Grafik respon sistem [19]

Dari grafik respon sistem pada gambar 2.7, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT pada persamaan (2.15) sebagai berikut [20]:

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.15)$$

K merupakan *gain* sistem yang diperoleh dari perbandingan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal *output* dari *controller* dengan rumus matematis pada Persamaan (2.16).

$$K = \frac{\Delta}{\delta} = \frac{\Delta \text{Process Variable}}{\Delta \text{Manipulated Variable}} \quad (2.16)$$

Untuk  $\tau$  (*time constant*) didapatkan dari Persamaan (2.17) sebagai berikut.

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.17)$$

dimana:

$t_{63\%}$  : Waktu yang dibutuhkan ketika variabel proses mencapai 63% dari nilai akhir

$t_{28\%}$  : Waktu yang dibutuhkan ketika variabel proses mencapai 28% dari nilai akhir

Sedangkan  $\theta$  (*dead time*) adalah perbedaan waktu dari respon *output controller* pada saat sinyal step diberikan hingga respon proses mulai bergerak. Atau bisa dituliskan pada Persamaan (2.18) berikut.

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.18)$$

Dengan menggunakan persamaan tersebut yang didapatkan dari grafik respon sistem, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT sebagai pemodelan dari *plant*. Pada tugas akhir ini menggunakan persamaan FOPDT sebagai pemodelan dari *Gas Processing Facility (GPF) Plant*.

## 2.6 Pengendali *Feedforward*

Pengendali *feedforward* merupakan pengendali yang dapat memberikan informasi mengenai adanya gangguan kepada kontrol PID. Pengendali ini dapat memberikan peringatan lebih dahulu atas adanya indikasi gangguan yang akan terjadi, sehingga pengendali *feedforward* akan memberikan sinyal kepada aktuator agar dapat menyesuaikan terhadap gangguan [19].

Agar dapat mengindikasikan adanya gangguan yang akan terjadi, maka pada perancangan pengendali *feedforward* harus mempertimbangkan karakteristik *plant*, beserta dampak adanya gangguan terhadap *plant* tersebut. Untuk itu, diberikan pemodelan untuk pengendali *feedforward* pada Persamaan (2.19) sebagai berikut.

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} \quad (2.19)$$

dimana:

$G_{ff}(s)$  : Pemodelan *feedforward*

$G_d(s)$  : Pemodelan *disturbance*

$G_p(s)$  : Pemodelan *plant*

Untuk mendapatkan pemodelan *disturbance* dan pemodelan *plant*, jika digunakan persamaan FOPDT maka akan mendapatkan Persamaan (2.20-2.21) sebagai berikut.

$$G_p(s) = \frac{K_p \cdot e^{-\theta_p s}}{\tau_p s + 1} \quad (2.20)$$

$$G_d(s) = \frac{K_d \cdot e^{-\theta_d s}}{\tau_d s + 1} \quad (2.21)$$

Jika persamaan (2.20-2.21) disubstitusikan pada persamaan (2.19), maka akan didapatkan Persamaan (2.22) yang merupakan pemodelan *feedforward*.

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} = K_{ff} \left( \frac{T_{ld}s + 1}{T_{lg}s + 1} \right) e^{-\theta_{ff}s} \quad (2.22)$$

dimana :

$$K_{ff} = -\frac{K_d}{K_p} \quad : \text{Feedforward controlle gain}$$

$$\theta_{ff} = \theta_d - \theta_p \quad : \text{Feedforward controller dead time}$$

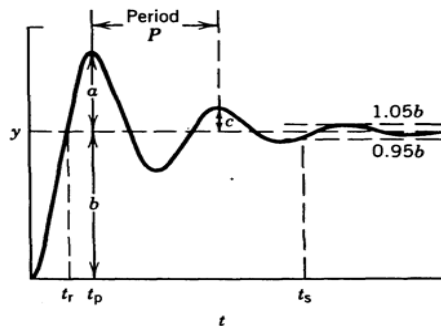
$$T_{ld} = \tau_p \quad : \text{Feedforward controller lead time}$$

$$T_{lg} = \tau_d \quad : \text{Feedforward controller lag time}$$

Pada tugas akhir ini, selain menggunakan pengendali PID sebagai pengendali variabel-variabel proses yang terdapat pada GPF, juga digunakan pengendali *feedforward* pada dua lokasi, yaitu pada pengendalian laju aliran massa *lean amine* dan pada laju aliran massa *lean TEG*.

## 2.7 Analisis Performansi Pengendali

Analisis performansi pengendali merupakan analisis yang dapat dilakukan secara kuantitatif dan kualitatif pada hasil respon sistem dari pengendali. Analisis kuantitatif dapat dilakukan dengan minimal mencari tiga karakteristik antara lain *maximum overshoot*, *settling time* dan eror *steady state*. Sedangkan analisis kualitatif dengan mencari nilai *Integral Absolute Error* (IAE) Pada Gambar 2.8 ditunjukkan parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali.



**Gambar 2. 8** Respon pengendali

Berdasarkan Gambar 2.8 di atas, parameter yang dibutuhkan dalam melakukan analisa performansi pengendali antara lain:

- Nilai *settling time* ( $t_s$ ), waktu saat *output* proses mencapai lebar pita  $\pm 5\%$  dari perubahan total *output* proses.
- Maximum overshoot* ( $M_p$ ), dengan perhitungan nilai menggunakan Persamaan (2.23) sebagai berikut.

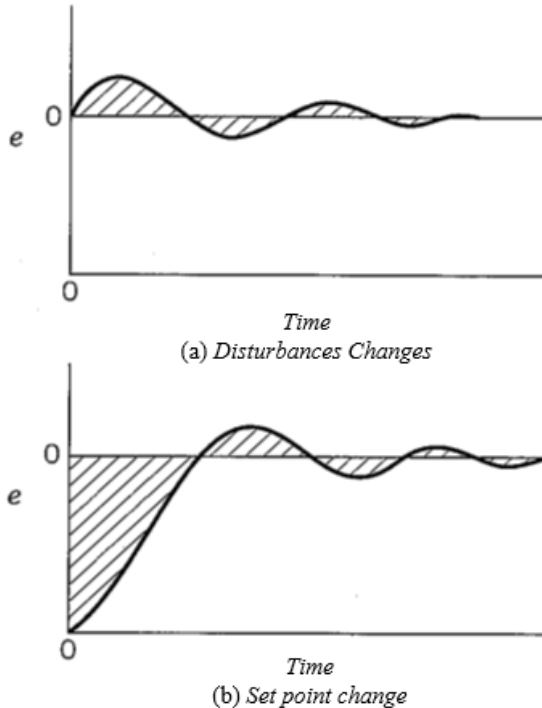
$$M_p = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.23)$$

- Error *steady state* ( $E_{ss}$ ), dengan mengitung selisih *output* dengan *set point* pada saat keadaan *steady state* atau tunak.
- Nilai IAE adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE di interpretasikan pada area yang

diarsir seperti pada Gambar 2.9. Nilai IAE dihitung seperti pada persamaan (2.24) berikut.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.24)$$

Ilustrasi perhitungan IAE akan dijelaskan pada Gambar 2.9 berikut.



**Gambar 2. 9** Interpretasi IAE pada (a) uji *disturbance*, dan (b) uji *set point*

## 2.8 PlantWide Control (PWC)

PWC merupakan suatu metode pengendalian *plant* secara luas. Metode ini membahas mengenai bagaimana meletakkan sensor dan aktuator serta cara menggabungkannya dengan tepat. Sehingga metode ini akan melibatkan satu atau beberapa strategi kontrol baik pada sistem tunggal hingga sistem yang kompleks,

dimana sistem tersebut saling berhubungan. Hal itu bertujuan untuk mengendalikan *plant* agar tetap pada kondisi yang diinginkan. Namun tidak semua sistem perlu menggunakan metode PWC. Terdapat beberapa kondisi pada *plant* yang membuat *plant* tersebut membutuhkan metode desain PWC, diantara adanya efek bola salju pada *plant*, atau bisa dikatakan dengan adanya *material recycle*, adanya integrasi panas dan beberapa komponen kimia yang beragam. Jika suatu *plant* memenuhi tiga kondisi tersebut, maka *plant* tersebut membutuhkan metode desain PWC.

Tujuan dari metode PWC ini adalah untuk menghasilkan pengendalian *plant* yang efektif dan efisien, mencapai kondisi operasi yang stabil dan aman, mampu mempertahankan kualitas produk yang dihasilkan, tetap stabil dari adanya gangguan yang terjadi pada *plant*, mampu beroperasi secara otomatis dengan tetap memenuhi batasan-batasan lingkungan agar tetap terjaga dari kandungan berbahaya, serta mampu beroperasi secara optimal sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

Karena banyaknya tujuan yang dapat dicapai dengan menggunakan metode PWC, saat ini banyak para ahli yang sedang mengembangkan konsep PWC, antara lain yang paling populer adalah Luyben dan Skogestad. Prosedur PWC karya Luyben hadir terlebih dahulu dengan membaginya menjadi sembilan langkah. Akan tetapi terdapat kekurangan pada metode ini yaitu belum terdapat pertimbangan ekonomi pada langkah-langkahnya. Sehingga prosedur PWC karya Skogestad hadir untuk menyempurnakannya. Skogestad membaginya menjadi dua langkah utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. Adapun langkah-langkahnya akan dijelaskan sebagai berikut.

Prosedur PWC karya Luyben terdiri atas sembilan langkah. Berikut adalah langkah-langkah penerapan PWC karya Luyben [8].

1. Menentukan desain kondisi *steady state* dan kontrol dinamik untuk fungsi objektif untuk proses.
2. Menentukan derajat kebebasan atau *degrees of freedom* (DOF)

3. Menentukan manajemen energi pada sistem, memastikan tidak ada energi yang dibuang.
4. Menentukan jumlah produksi yang akan dilakukan.
5. Memilih pengendalian kualitas dan batas-batas keselamatan dan operasional
6. Memilih struktur pengendalian yang sifatnya *inventory*.
7. Memeriksa kesetimbangan komponen.
8. Memilih struktur kontrol pengendalian pada setiap *loop*.
9. Memilih struktur optimisasi atau tingkatan keterkendalian

Berikut adalah prosedur PWC karya Skogestad. Dimana, langkah–langkah penerapannya terbagi menjadi dua bagian utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. *Top-down* adalah metode yang digunakan untuk mengoptimasi proses demi tujuan meningkatkan profit atau menurunkan *cost*. Sedangkan *bottom-up* adalah metode untuk mempertahankan stabilitas dari sistem.

Dalam pemilihan variabel optimasi pada PWC, terdapat dua jenis variabel yakni variabel primer dan sekunder. Variabel primer adalah variabel yang berkaitan langsung pada sisi ekonomi pada system. Sedangkan variabel sekunder adalah variabel yang mudah diukur dan sensitivitasnya tinggi sehingga dapat menghasilkan respon yang cepat.

Berikut ini adalah langkah–langkah penerapan PWC karya Skogestad [9].

#### Analisa *Top-Down*

1. Menentukan tujuan operasional berupa fungsi biaya dan batasan – batasannya.
2. Menentukan derajat kebebasan (DOF), gangguan yang mungkin terjadi dan lakukan optimasi pada operasi dengan derajat kebebasan yang ada serta dengan mempertimbangan gangguan yang telah ditentukan.
3. Mengidentifikasi variabel proses yang akan dijadikan sebagai objek pengukuran, lalu dari variabel proses tersebut dipilih variabel kendali utama (*controlled variable* 1 atau CV1) guna meminimalisir kerugian proses ditinjau dari segi ekonomi.
4. Menentukan lokasi *ThroughPut Manipulator* (TPM) yang menjadi pengatur besar laju produk per satuan waktu.



### Analisa *Bottom-up*

1. Memilih struktur pada tingkat pengendalian *regulatory* dengan menentukan variabel kendali kedua (*Controlled Variable 2 atau CV2*) yang fokus pada stabilisasi proses dan juga pemilihan pasangan variabel proses – variabel manipulasi.
2. Memilih struktur pada tingkat pengawasan atau *supervisory* dengan mempertimbangkan pasangan variabel proses, variabel manipulasi dan juga penentuan pengendali, apakah dengan menggunakan struktur pengendali yang terdesentralisasi atau pengendali multi-variabel.
3. Memilih struktur pada tingkat optimisasi yang berfungsi untuk menentukan *set point* optimum pada proses.

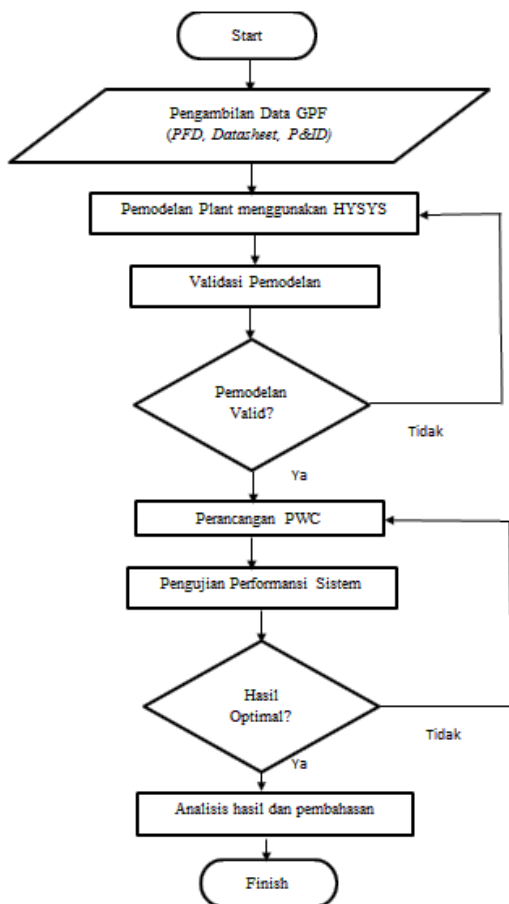
Penentuan jumlah derajat kebebasan (DOF) pada kedua metode PWC didapat dari hasil pengurangan jumlah variabel pada proses dikurangi jumlah persamaan pada sistem seperti persamaan (2.13) dan persamaan (2.14) yang telah dijelaskan.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

### BAB III

## METODOLOGI

Penelitian pada tugas akhir ini dirancang pada beberapa tahapan, yang digambarkan pada diagram alir seperti pada berikut.



**Gambar 3. 1** Diagram alir metodologi

### 3.1 Pengumpulan Data Komponen dan Konfigurasi peralatan pada *Gas Processing Facility (GPF) Plant*.

Tahap mengumpulkan data merupakan data yang langkah yang pertama dilakukan. Data yang diperlukan berupa dokumen *Process Flow Diagram (PFD)*, *Piping and Instrumentation Diagram (P&ID)* serta *datasheet* peralatan seperti *contactor*, *regenerator*, *pump* dan *cooler* pada setiap unit yang terdapat pada *Gas Processing Facility (GPF)* baik pada *H<sub>2</sub>S removal system* serta *TEG dehydration unit*. Data tersebut selanjut akan digunakan untuk memodelkan *plant* agar dapat mengetahui gambaran proses secara umum menggunakan *software HYSYS*.

#### 3.1.1. *H<sub>2</sub>S Removal System* pada Kondisi Desain

Dalam memodelkan proses pada *H<sub>2</sub>S Removal System* dibutuhkan data komposisi, properti serta peralatan pada *plant*. Data tersebut akan disajikan dalam Tabel 3.1-3.2 di bawah ini.

**Tabel 3. 1** Properti pada *Amine Contactor*

Properti	3501 ( <i>Sour Gas</i> )	3510 ( <i>Lean Amine</i> )	3511 ( <i>Rich Amine</i> )	3504 ( <i>Sweet Gas</i> )
<i>Temperature (°C)</i>	27.80	43.33	28.11	44.08
<i>Pressure (bar_g)</i>	45.80	46.00	46.31	45.66
<i>Mass Flow (kg/h)</i>	148815.50	47367.12	49627.68	148546.10

**Tabel 3. 2** Properti pada *Amine Regenerator*

Properti	3514 ( <i>Feed</i> )	3519 ( <i>Distilat Product</i> )	3515 ( <i>Bottom Product</i> )
<i>Temperature (°C)</i>	93.54	48.89	118.54
<i>Pressure (bar_g)</i>	0.57	0.48	0.60
<i>Mass Flow (kg/h)</i>	49627.68	2503.14	47367.12

### 3.1.2. TEG *Dehydration Unit* pada Kondisi Desain

Dalam memodelkan proses pada TEG *Dehydration Unit* dibutuhkan data komposisi, properti serta peralatan pada *plant*. Data tersebut akan disajikan dalam Tabel 3.3-3.4 di bawah ini.

**Tabel 3. 3** Properti pada TEG *Contactor*

Properti	3507 ( <i>Wet Gas</i> )	3604 ( <i>Dry Gas</i> )	3602 ( <i>Lean TEG</i> )	3603 ( <i>Rich TEG</i> )
<i>Temperature</i> (°C)	43.85	45.60	47.85	45.44
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.16	44.26	44.26	45.16
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	146550.00	145810.00	7560.00	7898.00

**Tabel 3. 4** Properti pada TEG *Regenerator*

Properti	3611 ( <i>Feed</i> )	3612 ( <i>Distilat Product</i> )	3615 ( <i>Bottom Product</i> )
<i>Temperature</i> (°C)	165.00	102.00	204.40
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.14	0.10	0.14
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7885.00	307.00	7558.00

Data pada *H<sub>2</sub>S Removal System* dan TEG *Dehydration Unit* tersebut digunakan untuk melakukan pemodelan proses menggunakan *software* HYSYS. Prosedur pemodelan sistem akan dijelaskan pada bagian selanjutnya.

## 3.2 Pemodelan Proses Kolom pada *Gas Processing Facility (GPF) Plant*

Data mengenai *H<sub>2</sub>S removal system* dan TEG *dehydration unit* yang telah didapat dari langkah pertama selanjutnya akan disimulasikan atau dimodelkan pada *software* HYSYS. Simulasi atau pemodelan ini bertujuan untuk mengetahui gambaran proses yang terjadi pada GPF. Pemodelan tersebut dibuat dengan menggunakan proses kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi yang telah ada pada *software* HYSYS.

Prosedur dalam melakukan simulasi pemodelan *plant* pada *software* HYSYS sebagai berikut [21].

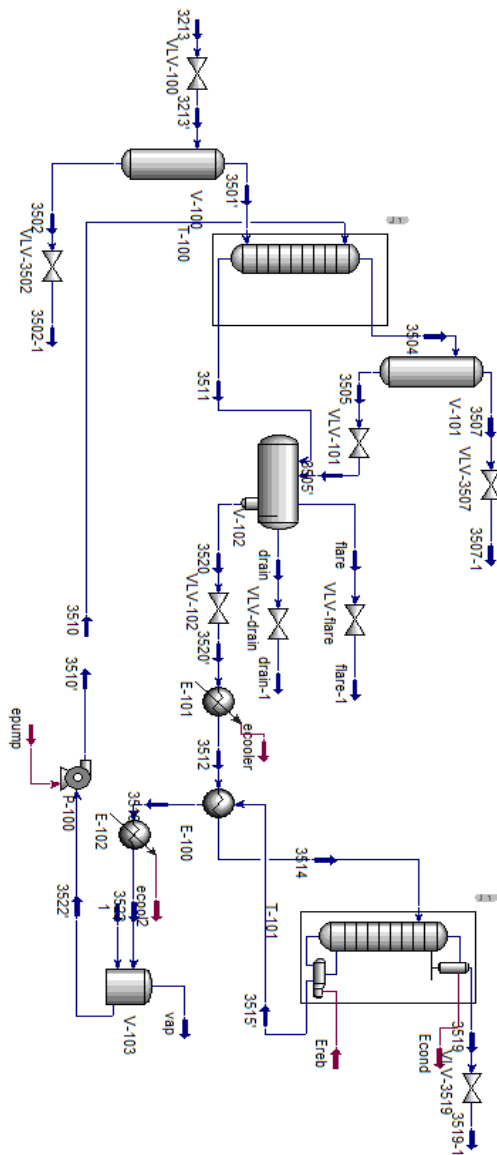
- a. Memasukkan semua data komponen proses
- b. Memilih model *fluid package* yang sesuai dengan data komponen dan proses. Pada proses GPF, *fluid package* yang akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini adalah NRTL.
- c. Mengisi data umpan yang terdiri data properti serta komposisinya. Data properti yang dimasukkan minimal terdiri dari tiga parameter proses, diantaranya tekanan, suhu, dan laju aliran. Untuk parameter yang lain akan dihitung melalui pemodelan *fluid package* NRTL yang dilakukan secara otomatis oleh *software* HYSYS.
- d. Apabila data yang dimasukkan telah sesuai, maka mulai merancang diagram alir proses (*process flow diagram*) dari GPF. Perancangan diambil berdasarkan diagram alir proses GPF. Diagram alir terdiri dari *H<sub>2</sub>S removal system* dan *TEG dehydration unit*.
- e. Untuk *contactor* dan *regenerator*, karena keduanya merupakan jenis kolom, maka perlu ditambahkan spesifikasi yang sesuai dengan proses agar bisa konvergen. Langkah ini dilakukan baik untuk *H<sub>2</sub>S removal system* dan *TEG dehydration unit*.
- f. Apabila terdapat eror, maka dilakukan analisis proses agar pemodelan dengan menggunakan *software* HYSYS dapat konvergen dalam keadaan *steady state*.

Demikian merupakan prosedur pembuatan proses GPF pada keadaan *steady state* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu. Pada kondisi ini selanjutnya akan dilakukan validasi proses terhadap data PFD yang akan dijelaskan pada bagian selanjutnya. Secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan waktu maka langkah selanjutnya adalah mengubah proses ke dalam kondisi dinamik. Prosedur untuk mengubah proses menjadi keadaan dinamik adalah sebagai berikut.

- a. Melakukan *sizing* terlebih dahulu pada setiap peralatan dan semua *valve*. Untuk jenis kolom seperti absorber dan kolom distilasi dilakukan *sizing* tray terlebih dahulu.
  - b. Memastikan bahwa tidak ada stream yang bebas.
  - c. Memasang pengendali pada proses sesuai perhitungan CDOF yang telah dilakukan
  - d. Apabila telah dilakukan *sizing*, maka dilakukan pengecekan dengan bantuan *dynamic assistant*. Apabila masih terdapat eror maka harus diselesaikan terlebih dahulu dengan menganalisis hubungan *flow-pressure*. Jika sudah tidak terdapat eror maka dapat berpindah ke keadaan dinamik dengan menekan *dynamic mode*. Namun harus sudah dipastikan untuk menyimpan pemodelan *steady state*.
  - e. Kemudian program dijalankan dan dilakukan analisis sesuai yang diinginkan.
  - f. Apabila terdapat respon proses yang belum stabil maka dilakukan tuning PID atau ditambahkan strategi pengendalian yang lain.
- Apabila proses dinamik telah berjalan, maka selanjutnya diidentifikasi dengan pemodelan *first order plus dead time* (FOPDT) sesuai persamaan yang telah dituliskan pada persamaan (2.15-2.18).

Berikut adalah hasil pemodelan GPF yang dibagi menjadi dua unit yaitu *H<sub>2</sub>S removal system* dan *TEG dehydration unit*.

### 3.2.1. Pemodelan Proses $H_2S$ Removal System



**Gambar 3. 2**  $H_2S$  Removal System Unit pada kondisi desain





### 3.3 Validasi Proses GPF

Pemodelan yang telah dibuat divalidasi dengan kondisi desain pada PFD. Hasil pemodelan yang dibandingkan dengan kondisi desain tersebut kemudian dihitung nilai erornya. Berikut adalah hasil validasi proses pada GPF.

#### 3.3.1. Validasi Pemodelan H<sub>2</sub>S Removal System

Hasil validasi proses *amine contactor* dan *amine regenerator* pada H<sub>2</sub>S Removal System disajikan pada tabel 3.5-3.6 di bawah ini.

**Tabel 3.5** Validasi proses pada *Amine Contactor*

Properti	Data PFD	Simulasi HYSYS	Selisih
<b>3501 (Sour Gas)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	27.80	28.06	0.94%
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.80	45.76	0.09%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	148815.50	145457.00	2.26%
<b>3510 (Lean Amine)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	43.33	43.33	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	46	45.66	0.74%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	47367.12	47367.12	0.00%
<b>3511 (Rich Amine)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	28.11	27.79	1.14%
<i>Pressure</i> (bar_g)	46.31	45.76	1.19%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	49627.68	51600.00	3.97%
<b>3504 (Sweet Gas)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	44.08	44.3	0.50%
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.66	45.66	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	148546.10	141224.00	4.93%

**Tabel 3.6** Validasi proses pada *Amine Regenerator*

Properti	Data PFD	Simulasi HYSYS	Selisih
<b>3514 (Feed)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	93.54	93.54	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.57	0.58	1.75%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	49627.68	51600.00	3.97%
<b>3519 (Distilat Product)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	48.89	48.89	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.48	0.48	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	2503.14	2554.00	2.03%
<b>3515 (Bottom Product)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	118.54	117.60	0.79%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.60	0.62	2.92%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	47367.12	46740.00	1.32%

Hasil validasi proses *amine contactor* dan *amine regenerator* pada *H<sub>2</sub>S Removal System* menunjukkan bahwa selisihnya di bawah 5%. Hal ini menunjukkan bahwa hasil pemodelan menggunakan *software* HYSYS telah sesuai dengan data PFD.

### 3.3.2. Validasi Pemodelan TEG Dehydration Unit

Hasil validasi proses TEG *contactor* dan TEG *regenerator* pada TEG *Dehydration Unit* disajikan pada tabel 3.7-3.8 di bawah ini.

**Tabel 3.7** Validasi proses pada TEG *Contactor*

Properti	Data PFD	Simulasi HYSYS	Selisih
<b>3507 (Wet Gas)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	43.85	43.85	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.16	44.29	1.93%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	146550.00	146550.00	0.00%

**Tabel Lanjutan** Validasi proses pada TEG *Contacttor*

Properti	Data PFD	Simulasi HYSYS	Selisih
<b>3604 (Dry Gas)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	45.60	46.86	2.76%
<i>Pressure</i> (bar_g)	44.26	44.26	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	145810.00	145900.00	0.06%
<b>3602 (Lean TEG)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	47.85	47.85	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	44.26	44.26	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7560.00	7560.00	0.00%
<b>3603 (Rich TEG)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	45.44	45.43	0.02%
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.16	44.28	1.95%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7898.00	8210.00	3.95%

**Tabel 3.8** Validasi proses pada TEG *Regenerator*

Properti	Data PFD	Simulasi HYSYS	Selisih
<b>3611 (Feed)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	165.00	165.00	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.14	0.14	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7885.00	7856.00	0.37%
<b>3612 (Distilat Product)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	102.00	100.60	1.37%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.10	0.10	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	307.00	297.40	3.13%
<b>3615 (Bottom Product)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	204.40	204.40	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.14	0.14	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7558.00	7559.00	0.01%

Hasil validasi proses TEG *contactor* dan TEG *regenerator* pada TEG *Dehydration Unit* menunjukkan bahwa selisihnya di bawah 5%. Hal ini memberikan arti bahwa hasil pemodelan dengan menggunakan *software* HYSYS telah sesuai dengan data PFD.

### 3.4 Perancangan *Plantwide Control*

Perancangan *plantwide control* (PWC) pada *Gas Processing Facility* (GPF) menggabungkan metode milik Luyben dan Skogestad dengan tujuan memaksimalkan profit dan menjaga kestabilan *plant* menjadi tujuh langkah sebagaimana berikut.

#### 3.4.1. Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif pada perancangan PWC ini adalah profit yang maksimal. Alasan pemilihan profit sebagai fungsi objektif dikarenakan setiap perusahaan pasti menginginkan profit yang maksimal dengan tetap menjaga performansi sistem agar bekerja dengan stabil dan optimum. Dimana profit yang maksimal didapatkan dari penjualan produk yang dalam GPF ini adalah penjualan gas yang bebas dari  $H_2S$ ,  $CO_2$  dan  $H_2O$  dikurangi dengan biaya operasional yang digunakan pada *reboiler* dan pompa pada kedua unit baik pada  *$H_2S$  removal system* serta TEG *dehydration unit*. Selain itu ditambahkan dengan pengurangan emisi karbon yang didapat dari pengurangan pengurangan energi yang digunakan. Harga untuk gas bersih adalah 2.89 US\$/mmbtu. Sedangkan biaya operasional adalah 0,065 US\$/kW. Untuk biaya pengurangan emisi  $CO_2$  adalah sebesar 20 US\$/ton  $CO_2$ . Persamaan (3.1) berikut merupakan fungsi objektif pada perancangan PWC ini.

$$J_{max} = \text{Hasil Jual Produk} - \text{Biaya Operasional} + \text{Keuntungan Perdagangan Karbon} \quad (3.1)$$

#### 3.4.2. Analisis DOF

Nilai DOF digunakan untuk menentukan jumlah variabel yang bisa dimanipulasi atau dikontrol, sehingga untuk

menghitungnya menggunakan persamaan CDOF yang telah dituliskan pada bagian sebelumnya, yaitu pada Persamaan (2.8).

Dalam melakukan analisis DOF pada GPF dilakukan dengan membagi GPF ke dalam dua unit yaitu *H<sub>2</sub>S Removal System* dan *TEG Dehydration Unit*. Untuk nilai CDOF pada *H<sub>2</sub>S Removal System Unit* ditunjukkan pada Tabel 3.9 sebagai berikut.

**Tabel 3. 9** Nilai CDOF pada *H<sub>2</sub>S Removal System*

$N_{streams}$	$N_{restraining}$	$N_{redundant}$	CDOF
27	6	3	18

Dalam menganalisis nilai CDOF pada *H<sub>2</sub>S Removal System*, yang pertama dilakukan adalah menghitung total *stream* yang terdapat pada proses. Jumlah *stream* pada *H<sub>2</sub>S Removal System Unit* adalah sebanyak 27. Kemudian untuk menghitung variabel yang tidak dapat dikontrol atau dimanipulasi maka perlu memisahkan setiap unit pada *plant H<sub>2</sub>S Removal System*. Variabel yang tidak dapat dimanipulasi atau dikontrol yaitu satu *stream* pada *Amine Regenerator Overhead Cooler*, satu *stream* pada *Lean Amine Air Cooler*, satu *stream* pada *Amine Regenerator Reboiler*, dua *stream* pada *Heat Exchanger*, dan satu *stream* pada *Lean Amine Pump*. Sehingga total variabel yang tidak dapat dimanipulasi atau dikontrol berjumlah enam. Untuk jumlah variabel yang tidak butuh untuk dikontrol terdapat pada kolom destilasi yaitu berjumlah tiga variabel. Jumlah ini didapatkan karena pada proses sesungguhnya tekanan pada atas kolom destilasi sama dengan tekanan pada kondensor, temperatur bawah kolom destilasi sama dengan temperatur reboiler sedangkan level kolom sama dengan level reboiler. Sehingga total nilai CDOF pada *H<sub>2</sub>S Removal System Unit* didapatkan dari mengurangi jumlah *stream* yang berjumlah 27 dengan variabel *renstraining* yang berjumlah enam dan variabel *redundant* yang berjumlah tiga sehingga mendapatkan hasil delapan belas CDOF.

Dari delapan belas nilai CDOF yang didapatkan, sudah terdapat tiga belas kontrol yang terpasang pada proses *H<sub>2</sub>S Removal System Unit*. Kontrol yang sudah terpasang akan dipaparkan pada Tabel 3.10 sebagai berikut.

**Tabel 3. 10** Kontrol pada  $H_2S$  Removal System dalam kondisi desain

No	Kontrol pada $H_2S$ Removal System Unit dalam Kondisi Desain
1.	Kontrol <i>level</i> pada <i>Amine Contactor</i>
2.	Kontrol <i>level</i> pada <i>Amine Contactor Inlet KO Drum</i>
3.	Kontrol <i>level</i> pada <i>Amine Overhead Gas KO Drum</i>
4.	Kontrol <i>level</i> pada <i>Amine Flash Drum</i>
5.	Kontrol <i>level</i> pada <i>Amine Regenerator</i>
6.	Kontrol <i>level</i> pada <i>Amine Reflux Drum</i>
7.	Kontrol temperatur pada <i>top outlet Amine Regenerator</i>
8.	Kontrol temperatur pada <i>Amine Regenerator Overhead Cooler</i>
9.	Kontrol temperatur pada <i>Lean Amine Cooler</i>
10.	Kontrol tekanan pada <i>Amine Overhead Gas KO Drum</i>
11.	Kontrol tekanan pada <i>Amine Flash Drum</i>
12.	Kontrol tekanan pada <i>top outlet Amine Reflux Drum</i>
13.	Kontrol laju aliran <i>lean amine</i> pada <i>Inlet Amine Contactor</i>

Dari kontrol pada proses  $H_2S$  Removal System Unit yang sudah terpasang sebanyak tiga belas kontrol, maka didapatkan sisa CDOF sebanyak lima, yang digunakan untuk mengontrol laju aliran sour gas pada *Amine Contactor*, *analizer*  $CO_2$  pada *sweet gas* dan *sour gas*, *analizer*  $CO_2$  pada *lean amine* dan kontrol *level* pada *Amine Surge Vessel*.

Sedangkan nilai CDOF pada TEG Dehydration Unit ditunjukkan pada Tabel 3.11 sebagai berikut.

**Tabel 3. 11** Nilai CDOF pada TEG Dehydration Unit

$N_{streams}$	$N_{restraining}$	$N_{redundant}$	CDOF
28	9	3	16

Dalam menganalisis nilai CDOF pada TEG Dehydration Unit, yang pertama dilakukan adalah menghitung total stream

yang terdapat pada proses. Jumlah stream pada TEG *Dehydration Unit* adalah sebanyak 28. Kemudian untuk menghitung variabel yang tidak dapat dikontrol atau dimanipulasi maka perlu memisahkan setiap unit pada *plant TEG dehydration unit*. Variabel yang tidak dapat dimanipulasi atau dikontrol yaitu satu stream pada TEG *reflux condenser*, satu stream pada TEG *reboiler*, satu stream pada TEG *cooler*, dua stream pada *hot TEG exchanger*, dua stream pada *cold TEG exchanger* dan satu stream pada TEG *circulation pump*. Sehingga total variabel yang tidak dapat dimanipulasi atau dikontrol berjumlah sembilan. Untuk jumlah variabel yang tidak butuh untuk dikontrol terdapat pada kolom destilasi yaitu berjumlah tiga variabel. Jumlah ini didapatkan karena pada proses sesungguhnya tekanan pada atas kolom destilasi sama dengan tekanan pada kondensor, temperatur bawah kolom distilasi sama dengan temperatur reboiler sedangkan level kolom sama dengan level reboiler. Sehingga total nilai CDOF pada TEG *dehydration unit* didapatkan dari mengurangi jumlah *stream* yang berjumlah 28 dengan variabel *restraining* yang berjumlah sembilan dan variabel *redundant* yang berjumlah tiga sehingga mendapatkan hasil enam belas CDOF.

Dari enam belas nilai CDOF yang didapatkan, sudah terdapat delapan kontrol yang terpasang pada proses TEG *dehydration unit*. Kontrol yang sudah terpasang ditunjukkan pada Tabel 3.12 sebagai berikut.

**Tabel 3. 12** Kontrol pada TEG *Dehydration Unit* dalam kondisi desain

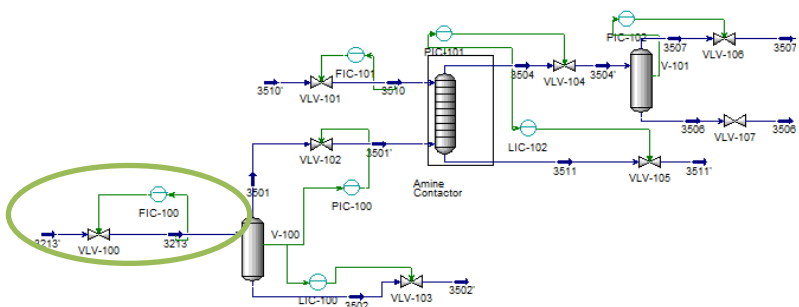
No	Kontrol pada TEG <i>Dehydration Unit</i> dalam Kondisi Desain
1.	Kontrol <i>level</i> pada TEG <i>Contactor</i>
2.	Kontrol <i>level</i> pada TEG <i>Overhead KO Drum</i>
3.	Kontrol <i>level</i> pada TEG <i>Flash Drum</i>
4.	Kontrol temperatur pada <i>inlet</i> TEG <i>Reflux Condenser</i>
5.	Kontrol temperatur pada TEG <i>Reboiler</i>
6.	Kontrol temperatur pada <i>outlet</i> TEG <i>Cooler</i>
7.	Kontrol tekanan pada <i>outlet</i> TEG <i>Overhead KO Drum</i>
8.	Kontrol laju aliran pada <i>inlet</i> TEG <i>Accumulator Vessel</i>



Dari kontrol pada proses TEG *Dehydration Unit* yang sudah terpasang sebanyak delapan kontrol, maka didapatkan sisa CDOF sebanyak delapan, yang digunakan untuk *analyzer* H<sub>2</sub>O pada *dry gas* dan *wet gas*, *analyzer* H<sub>2</sub>O pada *lean* TEG, kontrol tekanan dan level pada outlet TEG *Still Coloumn*, kontrol *level* *Reflux Drum*, kontrol laju aliran pada *lean* TEG inlet TEG *Contactor*, kontrol tekanan pada TEG *Flash Drum*.

### 3.4.3. Penentuan laju produksi (*troughout manipulator*)

Lokasi *troughout manipulator* (TPM) pada GPF ini terdapat pada laju aliran inlet H<sub>2</sub>S Removal System, yaitu pada *feed sour gas*. Penentuan laju produksi ini sama dengan milik Skogestad dan Luyben. Berikut adalah lokasi peletakan TPM pada proses GPF.



**Gambar 3. 4** Lokasi TPM pada proses GPF

### 3.4.4. Penentuan variabel ekonomi (*economical controlled variable*)

Penentuan variabel ekonomi ini sama dengan variabel kendali utama (*primary variable*) pada PWC milik Skogestad yang mempertimbangkan sisi ekonomi. Pemilihan variabel ekonomi (*economical controlled variable*) yaitu laju aliran produk *sweet and dry gas*, temperatur dan laju aliran *lean amine* dan *lean* TEG pada H<sub>2</sub>S Removal System dan TEG *Dehydration Unit*.

Penentuan variabel ekonomi ini mengacu pada variabel yang berpengaruh langsung terhadap fungsi objektif yang berorientasi pada profit. Untuk laju aliran produk *sweet and dry gas* merupakan produk. Sedangkan temperatur dan laju aliran *lean amine* dan *lean TEG* berpengaruh pada penggunaan energi pada reboiler dan pompa. Hal ini akan sesuai hasil optimisasi yang diharapkan, yakni penurunan penggunaan energi pada GPF.

### 3.4.5. Integrasi proses (*process integration*)

Pada proses ini, ditentukan struktur pengendalian variabel yang berhubungan dengan *inventory control* dan variabel yang akan menjadi gangguan (*disturbance*). Penentuan struktur pengendalian variabel sama dengan PWC milik Luyben yang disertai penentuan gangguan. Maka ditentukan struktur pengendalian PID pada setiap pengendali yang terdapat pada GPF serta gangguan yang terjadi adalah laju aliran umpan.

Untuk pengendali laju aliran massa pada *lean amine* dan *lean TEG* ditambahkan pengendali *feedforward* untuk menjaga kestabilan respon akibat adanya gangguan yang terjadi pada umpan.

Tabel 3.13 merupakan parameter pemodelan untuk pengendali *feedforward*.

**Tabel 3. 13** Parameter pemodelan pengendali *feedforward*

Parameter pemodelan	FF <i>Lean Amine</i>	FF <i>Lean TEG</i>
$K_{ff}$	1,44	0,174
$\theta_{ff}$	0	0
$\tau_1$	7	7
$\tau_2$	20	18

### 3.4.6. Lapisan pengendalian *supervisory*

Pengendali *supervisory* yang dipilih adalah MPC (*Model Predictive Control*) yang akan memberikan perubahan *set point* yang optimal pada lapisan pengendalian *regulatory* (PI/PID).

Lapisan pengendalian *supervisory* sama dengan PWC milik Skogestad dan pengendalian setiap *loop* pada PWC milik Luyben.

Perancangan *supervisory control* yang pada tugas akhir ini yang dipakai adalah menggunakan MPC (*Model Predictive Control*) yang sudah tersedia pada HYSYS dengan menggunakan data pemodelan *first order* (FOPDT) yang telah divalidasi. Pemasangan MPC diletakkan pada *amine regenerator* dan TEG *regenerator* yang merupakan kolom distilasi. Hal ini dikarenakan kolom distilasi merupakan sistem yang kompleks yang memerlukan pengendalian multivariabel.

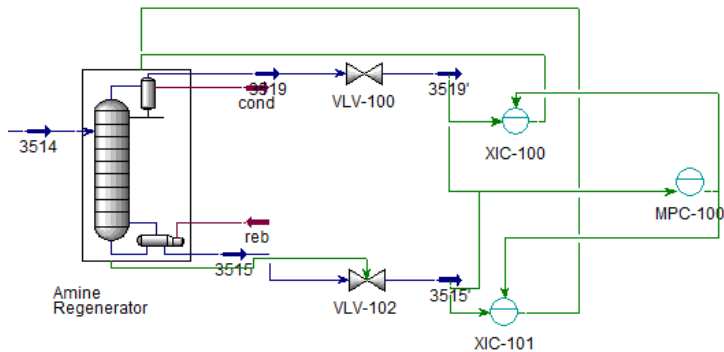
Berikut adalah parameter pemodelan FOPDT yang selanjutnya digunakan untuk melakukan perancangan pada MPC yang ditunjukkan pada Tabel 3.14.

**Tabel 3.14** Parameter pemodelan FOPDT

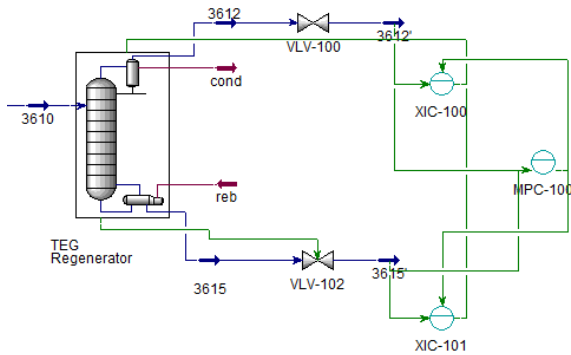
Plant	Gain	K	Time Constant ( $\tau$ ) (sekon)	Dead Time ( $\theta$ ) (sekon)
<b>Amine Regenerator</b>	G11	$1,7 \times 10^{-5}$	75	5
	G12	$4,4 \times 10^{-6}$	600	160
	G21	$2,9 \times 10^{-4}$	53	21
	G22	$1,2 \times 10^{-4}$	308	7
<b>TEG Regenerator</b>	G11	$3,4 \times 10^{-5}$	77	8
	G12	$7,8 \times 10^{-4}$	63	6
	G21	$6,1 \times 10^{-4}$	89	15
	G22	$5,1 \times 10^{-5}$	110	18

*Input* dari pemodelan MPC adalah laju aliran *reflux* dan *heat flow* pada *reboiler*. Sedangkan outputnya adalah komposisi atas dan bawah pada *regenerator*. Dari hasil pemodelan yang telah didapatkan, selanjutnya MPC akan memberikan *set point* pada pengendali komposisi yang terdapat pada masing-masing *regenerator*.

Gambar 3.5 dan 3.6 merupakan gambaran pemasangan MPC yang terdapat pada *amine regenerator* dan *TEG regenerator*.



**Gambar 3. 5** Pemasangan MPC pada *Amine Regenerator*



**Gambar 3. 6** Pemasangan MPC pada *TEG Regenerator*

### 3.4.7. Optimisasi

Setelah itu, dilakukan optimisasi dengan menggunakan *Real Time Optimizer* (RTO). Pada tugas akhir ini dilakukan optimisasi menggunakan RTO yang ada pada HYSYS dengan tujuan utama untuk mencapai nilai optimal dari fungsi objektif

yang telah ditentukan. Lapisan optimisasi ini sama dengan optimisasi pada PWC Skogestad dan Luyben.

Prosedur pemasangan RTO pada *software* HYSYS adalah sebagai berikut.

- Menambahkan *spreadsheet* yang sudah terdapat pada *toolbox*.
- Memasukkan semua variabel yang digunakan dalam optimisasi ke dalam *spreadsheet* tersebut. Termasuk memasukkan hasil output optimisasi.
- Memilih *derrivative* pada *model analysis* dalam *software* HYSYS.
- Memasukkan fungsi objektif, *constraint*, dan variabel optimisasi di dalamnya melalui *spreadsheet*.
- Menjalankan program kembali dan melakukan analisis.

### 3.5 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis

Pengujian performansi sistem dalam perancangan PWC pada *plant* GPF ini dengan memberikan gangguan pada umpan yaitu dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran pada umpan sebesar 5%. Dari yang awalnya 149,4 MMSCFD, dinaikkan 5% atau sekitar 7,47 MMSCFD sehingga menjadi 156,87 MMSCFD dan menurunkan sebesar 5% hingga menjadi 141,93 MMSCFD.

**Tabel 3. 15** Gangguan pada umpan

Kondisi	Laju Aliran Massa Feed
Ideal	149,4 MMSCFD
Naik 5%	156,87 MMSCFD
Turun 5%	141,93 MMSCFD

Analisis yang akan dilakukan dari hasil uji gangguan adalah dengan melihat respon pada variabel primer yang berpengaruh pada sisi ekonomi yaitu pada pengendalian laju aliran *lean amine* dan *lean TEG* serta pada pengendali temperatur pada *reboiler* yang terdapat pada *amine regenerator* dan pada *TEG regenerator*.

Hasil respon pengujian performansi sistem pada perancangan PWC ini akan dibandingkan dengan sistem yang dirancang tanpa menggunakan PWC, atau dalam artian hanya dipasang pengendali PID saja seperti pada umumnya yang terdapat pada hampir semua *plant*.

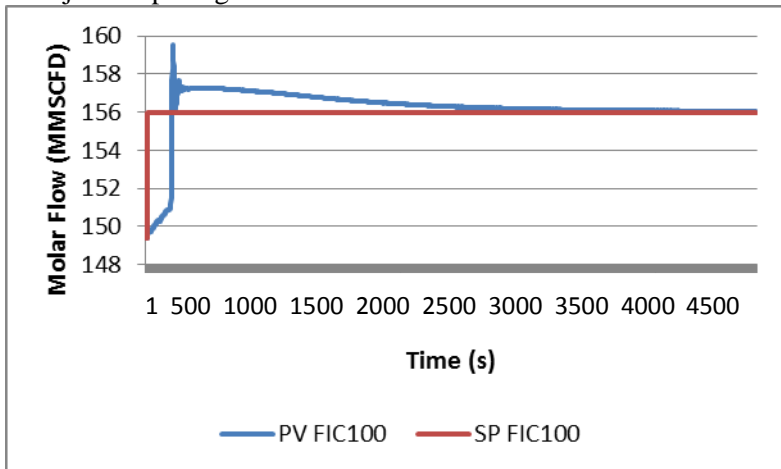
## BAB IV

### HASIL DAN PEMBAHASAN

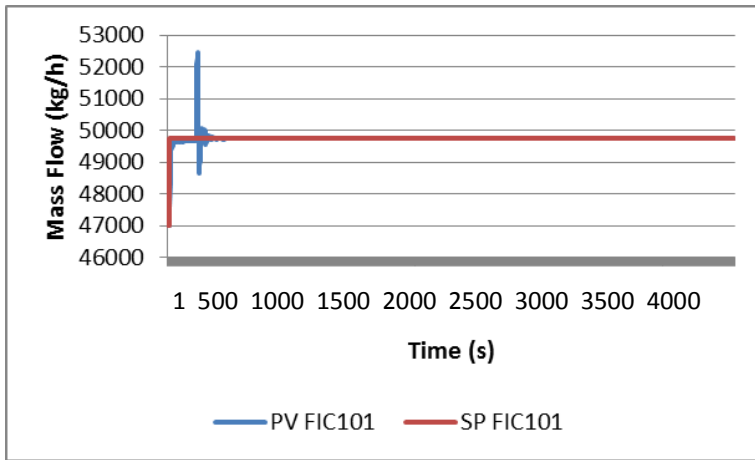
#### 4.1 Analisis Hasil Perancangan PWC

Perancangan PWC pada GPF telah berhasil dilakukan. Untuk mengetahui pengaruh kontrol terhadap *plant*, maka dilakukan uji *set point*. Uji *set point* dilakukan pada FIC *feed*, FIC *lean amine*, dan FIC *lean TEG* dengan menaikkan dan menurunkan *set point* sebesar 5%.

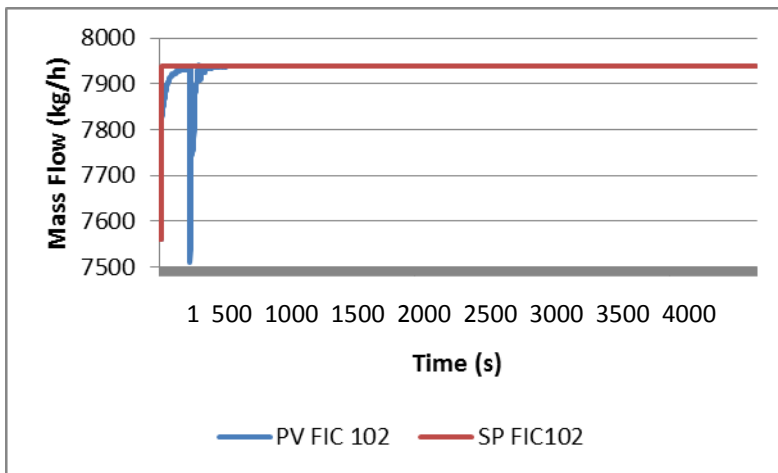
Pada *set point* laju aliran *feed* yang awalnya sebesar 149,4 MMSCFD, dilakukan dua uji, yaitu dinaikkan menjadi 156,87 MMSCFD dan diturunkan menjadi 141,93 MMSCFD. Untuk *set point* laju aliran massa *lean amine* yang awalnya sebesar 47.367 kg/s dinaikkan menjadi 49.735,35 kg/s dan diturunkan menjadi 44.998,65 kg/s. Sedangkan untuk SP laju aliran massa *lean TEG* yang awalnya 7560 kg/s dinaikkan menjadi 7938 kg/s dan diturunkan menjadi 7182 kg/s. Hasil respon yang didapat ditunjukkan pada gambar 4.1-4.6 berikut.



**Gambar 4. 1** Uji *set point* naik 5% pada FIC *feed*

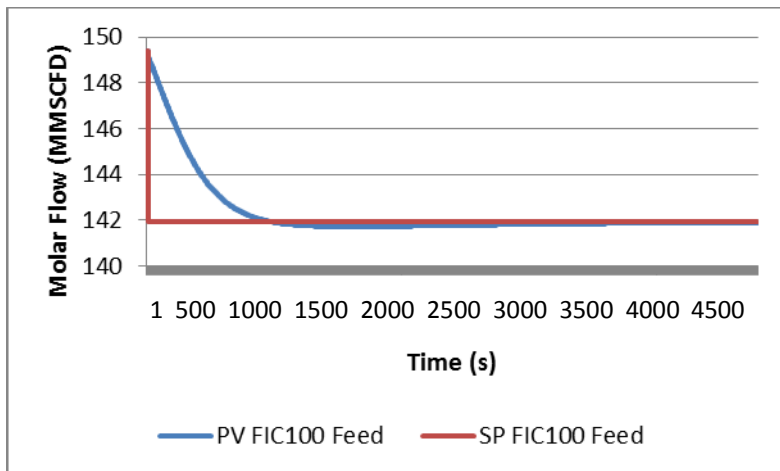


**Gambar 4. 2** Uji *set point* naik 5% pada FIC *lean amine*

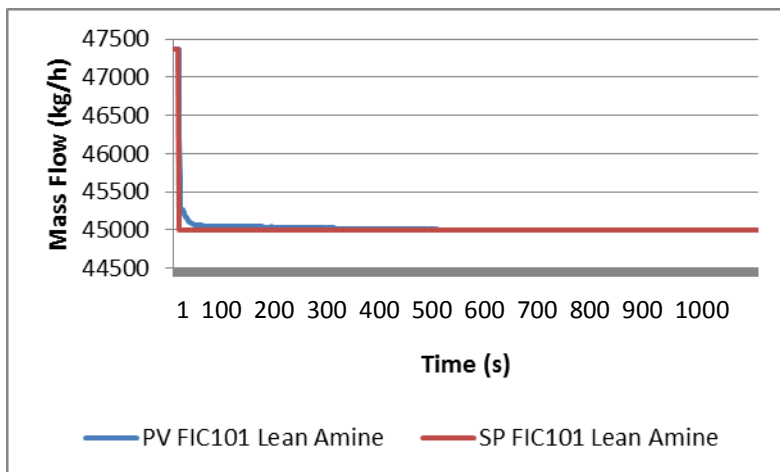


**Gambar 4. 3** Uji *set point* naik 5% pada FIC *lean TEG*

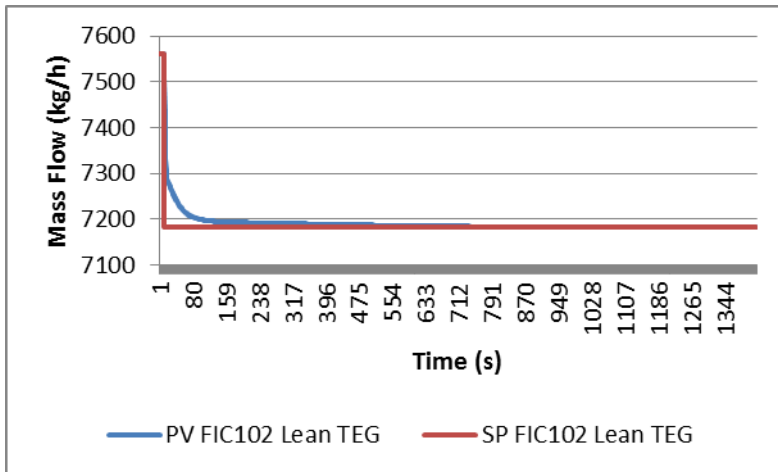




**Gambar 4. 4** Uji *set point* turun 5% pada FIC *feed*



**Gambar 4. 5** Uji *set point* turun 5% pada FIC *lean amine*



**Gambar 4. 6** Uji *set point* turun 5% pada FIC *lean* TEG

Dari uji *set point* yang dilakukan secara bersamaan pada tiga lokasi tersebut dengan menaikkan dan menurunkan *set point* sebesar 5%, didapatkan hasil bahwa pada saat *set point* dinaikkan akan terjadi *overshoot* di awal respon sistem. Namun semuanya dapat mencapai *set point*. Berbeda dengan pada saat uji *set point* diturunkan 5%, maka sistem akan mencapai setpoint tanpa adanya *overshoot* dan dapat tetap mencapai *set point*.

#### 4.2 Analisis Hasil Optimisasi

Setelah perancangan PWC selesai maka akan diberikan gangguan pada umpan dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran pada umpan sebesar 5%. Dari yang awalnya 149,4 MMSCFD, dinaikkan 5% atau sekitar 7,47 MMSCFD sehingga menjadi 156,87 MMSCFD dan menurunkan hingga menjadi 141,93 MMSCFD. Kemudian perancangan PWC pada GPF akan dibandingkan dengan perancangan sebelum PWC yang terdapat pada *plant*. Perbandingan dari dua kondisi tersebut ditunjukkan pada tabel berikut.

**Tabel 4. 1** Perbandingan struktur kontrol pada *Amine Contactor*

Uji Gangguan	Strategi Kontrol	Laju Aliran Sour Gas (MMSCFD)	Laju Aliran Sweet Gas (MMSCFD)	Laju Aliran Lean Amine (kg/h)	Laju Aliran Rich Amine (kg/h)
<b>Feed naik 5%</b>	<i>Non PWC</i>	156.87	148.25	47367.00	65184.20
	<b>PWC</b>	156.87	148.37	47367.00	65182.00
<b>Feed turun 5%</b>	<i>Non PWC</i>	141.93	133.79	47367.00	63893.50
	<b>PWC</b>	141.93	133.95	47367.00	63897.10

**Tabel 4. 2** Perbandingan struktur kontrol pada *Amine Regenerator*

Uji Gangguan	Strategi Kontrol	Laju Aliran Inlet (kg/h)	Laju Aliran Distilate (kg/h)	Laju Aliran Bottom (kg/h)
<b>Feed naik 5%</b>	<i>Non PWC</i>	65184.20	3695.13	61486.90
	<b>PWC</b>	65182.00	3696.17	61483.60
<b>Feed turun 5%</b>	<i>Non PWC</i>	63893.50	3666.76	60228.40
	<b>PWC</b>	63897.10	3666.40	60217.10

**Tabel 4. 3** Perbandingan struktur kontrol pada *TEG Contactor*

Uji Gangguan	Strategi Kontrol	Laju Aliran Wet Gas (MMSCFD)	Laju Aliran Dry Gas (MMSCFD)	Laju Aliran Lean TEG (kg/h)	Laju Aliran Rich TEG (kg/h)
<b>Feed naik 5%</b>	<i>Non PWC</i>	148.25	147.54	7560.00	8307.52
	<b>PWC</b>	148.37	147.65	7560.00	8306.54
<b>Feed turun 5%</b>	<i>Non PWC</i>	133.79	133.13	7560.00	8268.46
	<b>PWC</b>	133.95	133.28	7560.00	8269.29

**Tabel 4. 4** Perbandingan struktur kontrol pada TEG *Regenerator*

<b>Uji Gangguan</b>	<b>Strategi Kontrol</b>	<b>Laju Aliran Inlet (kg/h)</b>	<b>Laju Aliran Distilate (kg/h)</b>	<b>Laju Aliran Bottom (kg/h)</b>
<b>Feed naik 5%</b>	<i>Non PWC</i>	65184.20	3695.13	61486.90
	<b>PWC</b>	65182.00	3696.17	61483.60
<b>Feed turun 5%</b>	<i>Non PWC</i>	63893.50	3666.76	60228.40
	<b>PWC</b>	63897.10	3666.40	60217.10

**Tabel 4. 5** Perbandingan penggunaan energi pada  $H_2S$  *Removal System*

<b>Uji Gangguan</b>	<b>Strategi Kontrol</b>	<b>Energi Reboiler (kJ/h)</b>	<b>Energi pompa (kJ/h)</b>	<b>Total Energi (kJ/h)</b>
<b>Feed naik 5%</b>	<i>Non PWC</i>	4725420.00	246.00	4725666.00
	<b>PWC</b>	4703340.00	245.68	4703586.00
<b>Feed turun 5%</b>	<i>Non PWC</i>	4657180.00	245.00	4657425.00
	<b>PWC</b>	4637070.00	244.78	4637315.00

**Tabel 4. 6** Perbandingan penggunaan energi pada TEG *Dehydration Unit*

<b>Uji Gangguan</b>	<b>Strategi Kontrol</b>	<b>Energi Reboiler (kJ/h)</b>	<b>Energi pompa (kJ/h)</b>	<b>Total Energi (kJ/h)</b>
<b>Feed naik 5%</b>	<i>Non PWC</i>	1356094.00	48.21	1356142.00
	<b>PWC</b>	1325808.00	48.00	1325856.00
<b>Feed turun 5%</b>	<i>Non PWC</i>	1057167.00	47.13	1057214.00
	<b>PWC</b>	1015900.00	47.00	1015947.00

**Tabel 4. 7** Perbandingan perhitungan biaya pada GPF

Perhitungan biaya (U\$/h)	<i>Feed</i> naik 5%		<i>Feed</i> turun 5%	
	<i>Non PWC</i>	<i>PWC</i>	<i>Non PWC</i>	<i>PWC</i>
<b>Produk</b>	19052.33	19066.29	17191.91	17210.37
<b>Biaya Operasional</b>	109.81	108.87	103.18	102.07
<b>Pengurangan Emisi Karbon</b>	0.00	0.08	0.00	0.09
<b>Profit</b>	18942.52	18957.49	17088.73	17109.02

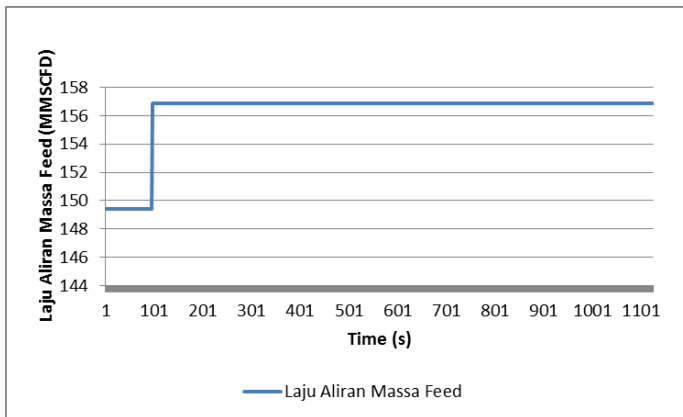
Dari hasil perbandingan antara struktur kontrol tanpa PWC dan PWC, didapatkan hasil bahwa pada saat kenaikan *feed* 5% dengan menggunakan struktur kontrol PWC, didapatkan kenaikan profit sebesar 14,97 U\$/h, sedangkan pada saat penurunan *feed* 5%, maka struktur kontrol PWC tetap memberikan hasil profit yang lebih unggul dibandingkan dengan struktur kontrol PID saja yaitu sebesar, 20.47 U\$/h. Jika dirata-rata, maka dalam perhitungan satu tahun dengan menggunakan struktur kontrol PWC maka akan meningkatkan keuntungan sebesar 150.569,33 U\$.

Dari segi penggunaan energi juga memberikan hasil bahwa struktur kontrol PWC mampu menghemat energi dibandingkan dengan struktur kontrol PID saja, meskipun nilai penghematan energi yang diberikan 0,95 U\$/h untuk kenaikan *feed* sebesar 5%, dan 1,11 U\$/h untuk penurunan *feed* sebesar 5%. Maka dalam perhitungan satu tahun, *plant* ini dapat melakukan penghematan energi sebesar 8.74 U\$.

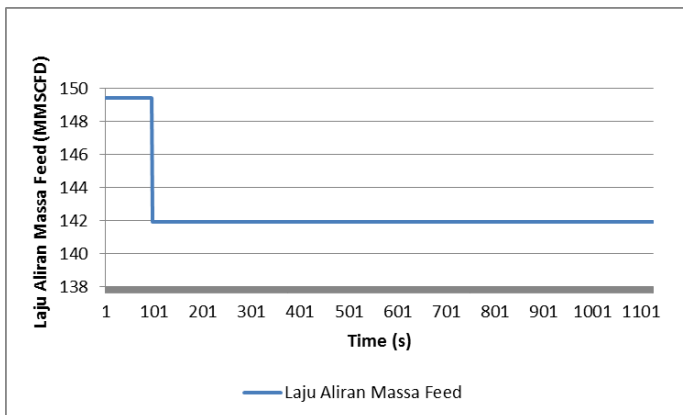
Penggunaan struktur kontrol PWC mampu memberikan keuntungan yang lebih banyak dibandingkan sebelum penggunaan struktur kontrol PWC karena pada metode PWC sudah dilengkapi dengan pengendali *supervisory* dan *optimizer* yang mampu memberikan *set point* untuk pengendali PID agar mendapatkan fungsi obyektif yang maksimal. Oleh karena itu struktur kontrol PWC dapat mengoptimalkan kinerja *plant*.

### 4.3 Analisis Pengujian Performansi Sistem

Pengujian performansi sistem pada GPF ini diberikan dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran pada umpan dengan memberikan sinyal *step* sebesar 5%. Dari yang awalnya 149,4 MMSCFD, dinaikkan 5% atau sekitar 7,47 MMSCFD sehingga menjadi 156,87 MMSCFD dan menurunkan hingga menjadi 141,93 MMSCFD. Gambar 4.7 dan 4.8 merupakan grafik uji gangguan yang diberikan.



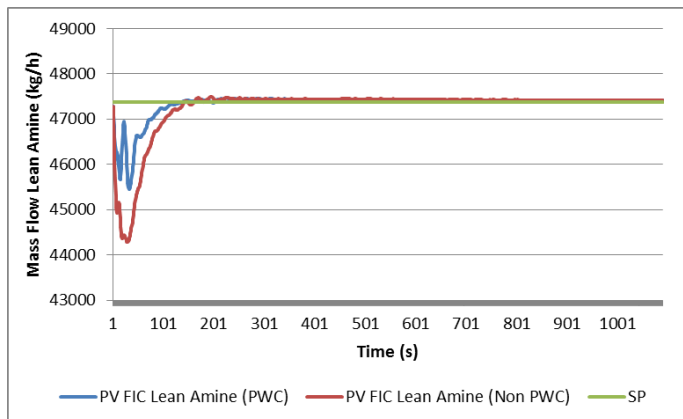
**Gambar 4. 7** Uji gangguan naik 5%



**Gambar 4. 8** Uji gangguan turun 5%

Perancangan PWC pada GPF akan dibandingkan dengan sebelum perancangan PWC yang terdapat pada *plant*. Berikut perbandingan grafik respon antara struktur kontrol *non PWC* dan PWC akibat adanya gangguan yang diberikan pada *plant*.

Gambar 4.9 merupakan perbandingan grafik respon FIC *lean amine* pada saat diberikan uji gangguan *feed* naik sebesar 5%.



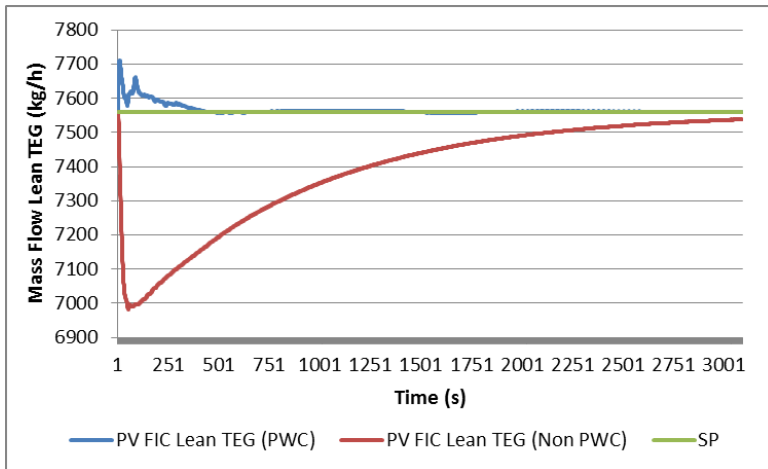
**Gambar 4. 9** Perbandingan respon untuk struktur kontrol PWC dan *non PWC* pada FIC *lean amine* saat *feed* naik 5%

Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara waktu setelah diberikan gangguan dengan laju aliran massa *lean amine*. Terlihat jelas pada grafik bahwa pada saat diberikan gangguan, laju aliran massa *lean amine* berubah dari *set point* nya. Hasil karakteristik respon tersebut dijelaskan pada Tabel 4.8 berikut.

**Tabel 4. 8** Perbandingan karakteristik respon pada FIC *lean amine* saat *feed* naik 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	6,52%	4,05%
<i>Error Steady State</i> (%)	0,01%	0.00%
<i>Settling Time</i> (detik)	161.00	138.00

Gambar 4.10 merupakan perbandingan grafik respon FIC *lean* TEG pada saat diberikan uji gangguan *feed* naik sebesar 5%.



**Gambar 4. 10** Perbandingan respon untuk struktur kontrol PWC dan non PWC pada FIC *lean* TEG saat *feed* naik 5%

Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara waktu setelah diberikan gangguan dengan laju aliran massa *lean* TEG. Terlihat jelas pada grafik bahwa pada saat diberikan gangguan, laju aliran massa *lean* TEG berubah dari *set point* nya. Hasil karakteristik respon tersebut dijelaskan pada Tabel 4.9 berikut

**Tabel 4. 9** Perbandingan karakteristik respon pada FIC *lean* TEG saat *feed* naik 5%

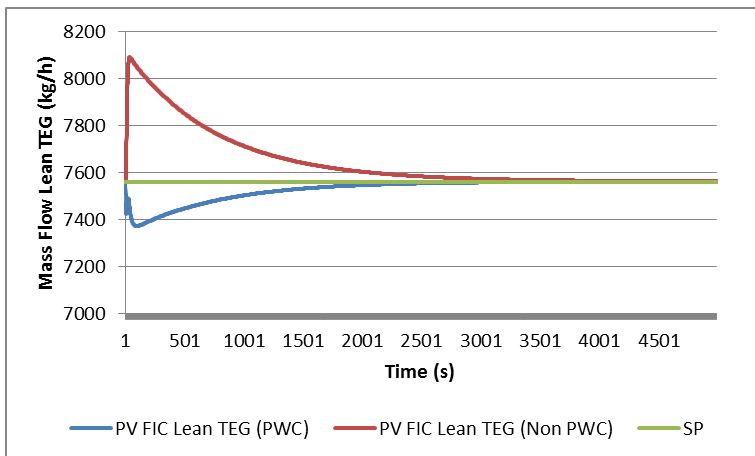
Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum Overshoot</i>	6,52%	1,99%
<i>Error Steady State</i>	0.28%	0.00%
<i>Settling Time</i> (detik)	2971.00	2130.00

Apabila *feed* dinaikkan sebesar 5%, maka dampak prosesnya adalah tekanan pada *amine contactor* akan meningkat. Pada saat terjadi peningkatan tekanan pada *amine contactor*, maka *pressure drop* pada *inlet lean amine* akan menurun.



Penurunan *pressure drop* ini mengakibatkan menurunnya laju aliran massa *lean amine* yang akan masuk ke *amine contactor*. Sehingga respon yang diberikan pengendali PID pada saat diberi perubahan nilai umpan adalah terjadi penurunan respon dan terjadi osilasi. Sedangkan untuk mengatasi adanya perubahan secara tiba-tiba pada laju aliran umpan yang menjadi gangguan pada laju aliran *lean amine* dan *lean TEG*, maka pada metode perancangan PWC ini juga dilengkapi dengan pengendali *feedforward* yang bisa meminimalisir dampak yang disebabkan adanya gangguan.

Berikut merupakan perbandingan grafik respon FIC *lean amine* pada saat diberikan uji gangguan *feed* turun sebesar 5%.



**Gambar 4. 11** Perbandingan respon untuk struktur kontrol PWC dan non PWC pada FIC *lean amine* saat *feed* turun 5%

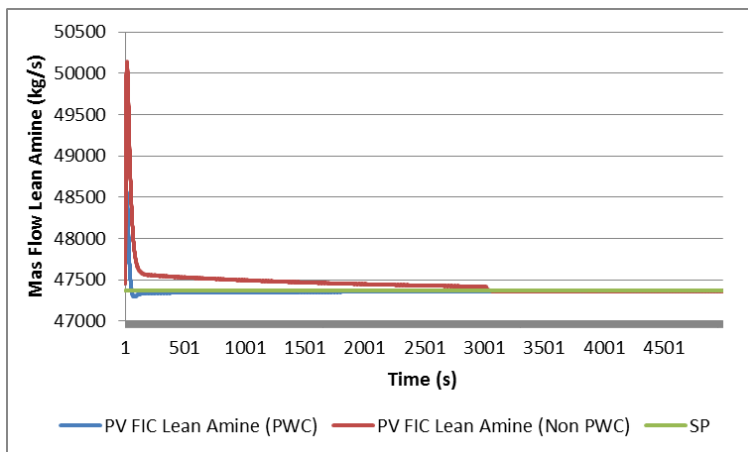
Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara waktu setelah diberikan gangguan dengan laju aliran massa *lean amine*. Terlihat jelas pada grafik bahwa pada saat diberikan gangguan, laju aliran massa *lean amine* berubah dari *set point* nya.

Hasil karakteristik respon tersebut dijelaskan pada Tabel 4.10 berikut.

**Tabel 4. 10** Perbandingan karakteristik respon pada FIC *lean amine* saat *feed* turun 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum Overshoot</i>	5,86%	2,50%
<i>Error Steady State</i>	0,01%	0.00%
<i>Settling Time</i> (detik)	3365.00	3043.00

Sedangkan perbandingan grafik respon FIC *lean TEG* pada saat diberikan uji gangguan *feed* turun sebesar 5% dijelaskan pada Gambar 4.12 sebagai berikut.



**Gambar 4. 12** Perbandingan respon untuk struktur kontrol PWC dan non PWC pada FIC *lean TEG* saat *feed* turun 5%

Gambar 4.12 menjelaskan hubungan antara waktu setelah diberikan gangguan dengan laju aliran massa *lean TEG*. Terlihat jelas pada grafik bahwa pada saat diberikan gangguan, laju aliran massa *lean TEG* berubah dari *set point* nya.

Hasil karakteristik respon tersebut dijelaskan pada Tabel 4.11 berikut.

**Tabel 4. 11** Perbandingan karakteristik respon pada FIC *lean* TEG saat *feed* turun 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum Overshoot</i>	7,01%	2,51%
<i>Error Steady State</i>	0,01%	0.00%
<i>Settling Time</i> (detik)	5159.00	4848.00

Dari uji gangguan yang diberikan, maka didapatkan hasil bahwa karakteristik respon yang dihasilkan oleh struktur pengendali PWC mampu menurunkan *overshoot*, menghilangkan *eror steady state* serta mampu mempercepat *settling time*. Hal ini ditunjukkan oleh gambar 4.11-4.13 serta pada tabel 4.8-4.11.

Sedangkan perbandingan nilai *Integral Absolute Error* (IAE) yang menggambarkan karakteristik respon secara kualitatif adalah pada Tabel 4.12-4.13 sebagai berikut.

**Tabel 4. 12** Nilai IAE pada uji gangguan naik 5%

FIC	Strategi Kontrol	IAE
<i>Lean Amine</i>	<i>Non PWC</i>	281818.80
	PWC	155857.70
<i>Lean TEG</i>	<i>Non PWC</i>	539487.02
	PWC	19648.86

**Tabel 4. 13** Nilai IAE pada uji gangguan turun 5%

FIC	Strategi Kontrol	IAE
<i>Lean Amine</i>	<i>Non PWC</i>	448597.80
	PWC	82191.20
<i>Lean TEG</i>	<i>Non PWC</i>	421061.74
	PWC	158361.55

Dari nilai IAE yang ditunjukkan pada tabel, dapat disimpulkan bahwa perancangan desain kontrol GPF menggunakan metode PWC mampu memberikan nilai IAE yang lebih kecil.

#### 4.4 Pembahasan

Perancangan desain PWC pada GPF ini telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode PWC milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah. Perancangan ini berhasil menyelesaikan permasalahan yang terjadi pada GPF yaitu untuk menjaga kualitas dan kuantitas kesetimbangan massa akibat adanya efek bola salju atau *material recycle*, untuk meminimalis penggunaan energi dengan cara melakukan integrasi panas, serta untuk menjaga kestabilan *plant* dari adanya gangguan. Desain PWC yang dihasilkan juga sangat menguntungkan dari sisi ekonomi dibandingkan dengan menggunakan pengendali PID saja. Desain PWC dirancang sesuai metodologi yang telah dijelaskan, dimana di dalam desain PWC menggunakan struktur kontrol PID sebagai *regulatory control*, kemudian ditambahkan pengendali *feedforward*, MPC sebagai *supervisory control*, serta *optimizer*. Tiga hal ini yang merupakan tambahan strategi dalam perancangan desain PWC pada GPF.

Dari hasil optimisasi yang telah dilakukan, terbukti bahwa PWC mampu menghemat energi baik pada saat umpan dinaikkan maupun pada saat diturunkan. Pada saat umpan dinaikkan sebesar 5%, desain PWC mampu menghemat energi *reboiler* pada kedua *regenerator* sebesar 52.37 kJ perjamnya. Sedangkan pada saat *feed* diturunkan 5%, desain PWC mampu menghemat energi sebesar 61.38 kJ perjamnya. Sedangkan dalam sisi ekonomi, pada saat kenaikan *plant* 5%, desain PWC mampu menambah profit sebesar 14,97 U\$ perjamnya. Sehingga dalam satu hari mampu meningkatkan profit sebesar 360 U\$. Pada penurunan umpan sebesar 5%, penambahan profit yang didapat adalah sebesar 20.47 U\$ perjamnya. Sehingga dalam satu hari mampu meningkatkan profit sebesar 491 U\$. Dalam dua kondisi yang telah diuji terbukti bahwa desain PWC sangat menguntungkan baik dalam penghematan energi maupun dalam keuntungan ekonomi yang

akan didapat. Hal ini dapat terjadi karena desain PWC dilengkapi oleh *supervisory control* serta *optimizer*, yang dapat memberikan *set point* kepada pengendali PID yang optimal, sehingga bisa mencapai fungsi objektif yang pada tugas akhir ini adalah profit yang maksimal.

Pada uji gangguan pada umpan yang diberikan juga bisa dianalisis dari segi kestabilan respon. Analisis kestabilan respon dilihat dari dua aspek yaitu secara kuantitatif dan kualitatif. Dari segi kuantitatif dilihat dari nilai *overshoot*, *settling time* serta nilai eror *steady state*, sedangkan secara kualitatif dinilai dari nilai *integral absolute error* (IAE). Dimana pada uji kenaikan setpoint sebesar 5%, pada respon laju aliran *lean amine* mampu menurunkan *maximum overshoot* dari 6,52% menjadi 2,51%, dan mampu menghilangkan eror *steady state*, serta dapat menurunkan *settling time* dari 161 detik ke 138 detik. Begitu juga pada saat diberi penurunan uji gangguan sebesar 5%, baik pada pengendalian laju aliran massa *lean amine* maupun *lean TEG*, semuanya terbukti menghasilkan respon yang lebih baik. Tiga hal yang menjadi parameter respon yang lebih baik adalah menurunnya *maximum overshoot* dan *settling time* serta hilangnya nilai eror *steady state*. Selain itu, analisis secara kualitatif yaitu dengan menggunakan IAE juga menunjukkan bahwa perancangan PWC menghasilkan nilai IAE yang lebih kecil. Hasil grafik respon pada pengendali laju aliran massa *lean amine* dan *lean TEG* juga dikarenakan adanya peran dari pengendali *feedforward*. Dengan begitu, apabila terjadi gangguan pada feed, maka dengan cepat pengendali *feedforward* akan memberikan informasi pada pengendali PID. Sehingga respon yang didapat akan lebih baik.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari perancangan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) adalah sebagai berikut.

1. Penerapan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode PWC milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah.
2. Penerapan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) pada kenaikan *feed* 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 52.37 kJ perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 360 U\$ per hari sedangkan pada penurunan *feed* sebesar 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 61.38 kJ perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 491 U\$ per hari dibandingkan dengan *Gas Processing Facility* (GPF) sebelum menggunakan PWC.
3. Penerapan PWC pada *Gas Processing Facility* (GPF) mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran umpan. Hal ini ditunjukkan dengan penurunan *settling time*, *maximum overshoot* dan hilangnya eror *steady-state* serta menurunnya nilai IAE.

#### **5.2 Saran**

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian selanjutnya sebagai berikut.

1. Melakukan penelitian mengenai PWC dengan mempertimbangkan masalah ekonomi yang lebih kompleks.
2. Menggunakan jenis teknik optimisasi stokastik lain sebagai opsi untuk memperoleh hasil optimisasi yang lebih baik

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## DAFTAR PUSTAKA

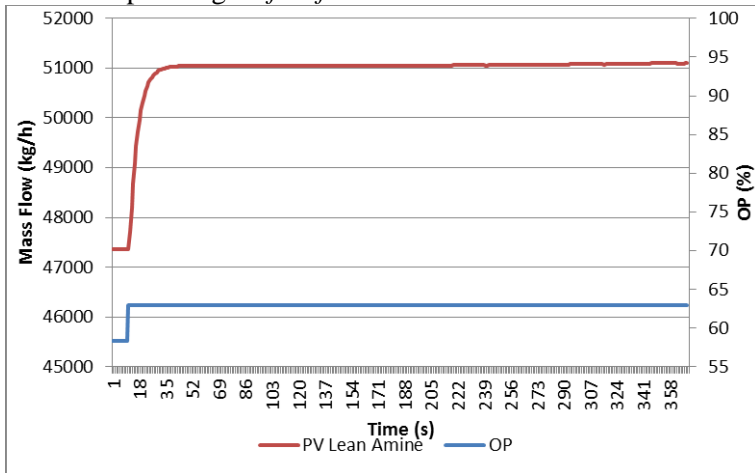
- [1] S. Mokhatab, W. A. Poe, and J. Y. Mak, *Natural Gas Transmission and Processing*, Third. Oxford, UK: Gulf Professional Publishing, 2015.
- [2] T. Nejad, G. Borhani, M. Afkhamipour, A. Azarpour, and V. Akbari, "Journal of Industrial and Engineering Chemistry Modeling study on CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S simultaneous removal using MDEA solution," *J. Ind. Eng. Chem.*, vol. 34, pp. 344–355, 2016.
- [3] Y. Al-naumani, "MPC for Upstream Oil & Gas Fields a practical view," no. July, 2017.
- [4] C. H. Twu, V. Tassone, W. D. Sim, and S. Watanasiri, "Advanced equation of state method for modeling TEG-water for glycol gas dehydration," *Fluid Phase Equilib.*, vol. 228–229, pp. 213–221, 2005.
- [5] A. Bahadori and H. B. Vuthaluru, "Rapid estimation of equilibrium water dew point of natural gas in TEG dehydration systems," *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 1, no. 3, pp. 68–71, 2009.
- [6] S. A. Affandy, Renanto, Juwari, and I. L. Chien, "Simulation and optimization of structured packing replacement in absorption column of natural gas dehydration unit using triethylene glycol (TEG)," *2017 6th Int. Symp. Adv. Control Ind. Process. AdCONIP 2017*, pp. 275–281, 2017.
- [7] S. Moioli, A. Giuffrida, M. C. Romano, L. A. Pellegrini, and G. Lozza, "Assessment of MDEA absorption process for sequential H<sub>2</sub>S removal and CO<sub>2</sub> capture in air-blown IGCC plants," *Appl. Energy*, vol. 183, pp. 1452–1470, 2016.
- [8] W. L. Luyben, B. D. Tyr  us, and M. L. Luyben, *Plantwide process control*. 1999.
- [9] V. Minasidis and J. Johannes, "Economic plantwide control : Automated controlled variable selection for a reactor-separator-recycle process," 2013.
- [10] J. D. le Roux, S. Skogestad, and I. K. Craig, "Plant-wide

- control of grinding mill circuits: Top-down analysis,” *IFAC-PapersOnLine*, vol. 49, no. 20, pp. 72–77, 2016.
- [11] F. Hao and Q. Gu, “Optimization and control for thermal power plant based on plantwide control,” *2011 Int. Conf. Adv. Power Syst. Autom. Prot.*, vol. 2, pp. 1483–1487, 2011.
  - [12] Y. J. Lin, T. H. Pan, D. S. H. Wong, S. S. Jang, Y. W. Chi, and C. H. Yeh, “Plantwide control of CO<sub>2</sub> capture by absorption and stripping using monoethanolamine solution,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 50, no. 3, pp. 1338–1345, 2011.
  - [13] J. D. Seader and E. J. Henley, “Separation process principles,” *Choice Rev. Online*, vol. 36, no. 9, 2006.
  - [14] L. Robbins, *Distillation Control, Optimization, and Tuning FUndamentals and Strategies*. Boca Raton, 2011.
  - [15] Y. Ivanov, O. Pyatnichko, H. Zhuk, and L. Onopa, “ScienceDirect ScienceDirect Extraction of carbon dioxide from gas mixtures with amines absorbing process,” *Energy Procedia*, vol. 128, pp. 240–247, 2017.
  - [16] J. P. Nivargi, D. F. Gupta, S. J. Shaikh, and K. T. Shah, “TEG contactor for gas dehydration,” *Chem. Eng. World*, vol. 40, no. 9, pp. 77–80, 2005.
  - [17] G. P. Rangaiah and V. Kariwala, *Plantwide Control: Recent Developments and Applications*. 2012.
  - [18] A. Safari and R. Eslamloueyan, “Chemical Engineering Research and Design A new plant-wide approach for control degrees of freedom of process systems,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 120, pp. 259–270, 2017.
  - [19] T. Marlin, “Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance,” *Iso 9001*, pp. 1–17, 2001.
  - [20] A. Madady, “Stabilization of control loops consisting of FOPDT process and parameter-dependent PID controller,” *J. Process Control*, vol. 22, no. 9, pp. 1688–1701, 2012.
  - [21] Ahmed and D. Fares, “Process Simulation Using Aspen HYSYS V8.”

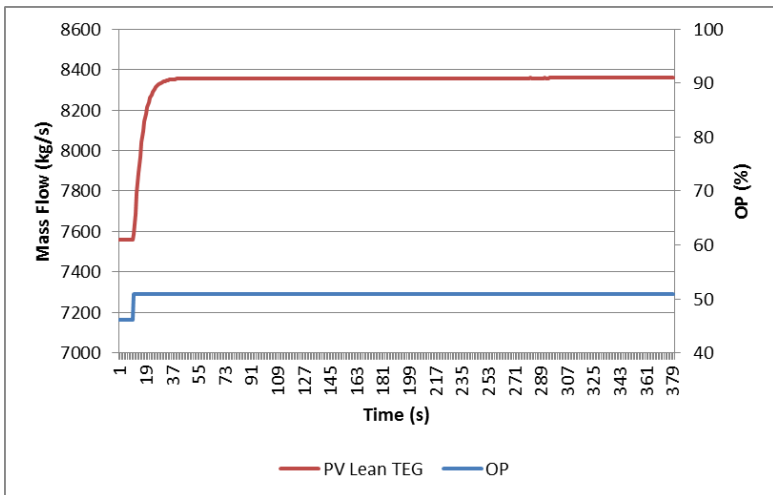
## LAMPIRAN

### A. Gain Feedforward

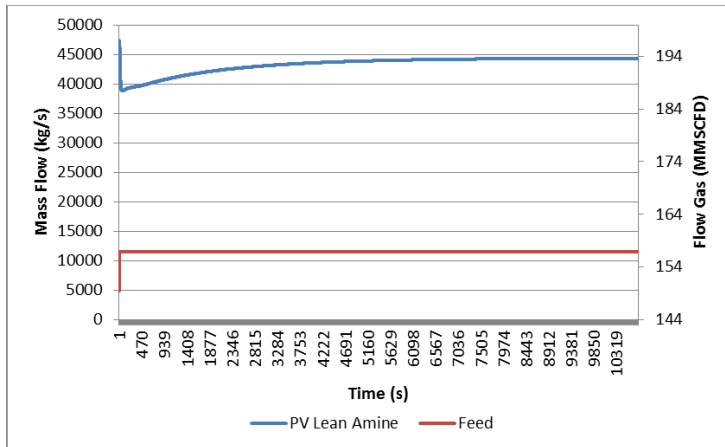
Berikut merupakan grafik hasil uji *open loop* untuk mendapatkan gain *feedforward*.



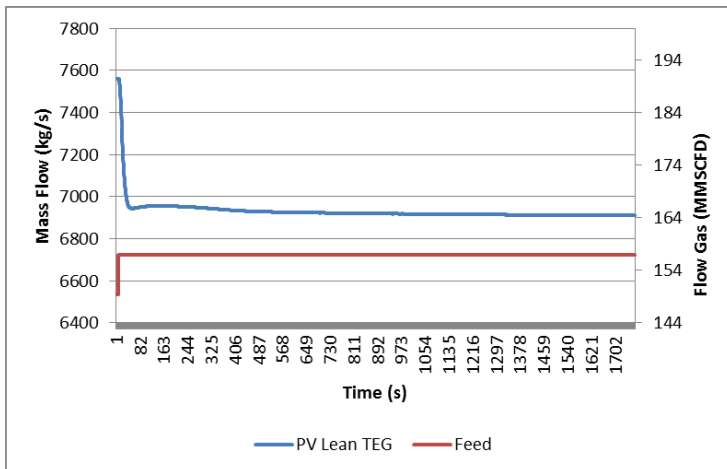
**Gambar A.1** Respon *Open Loop* pada FIC Lean Amine



**Gambar A.2** Respon *Open Loop* pada FIC Lean TEG



**Gambar A.3** Respon *Open Loop* Gangguan terhadap *Lean Amine*



**Gambar A.4** Respon *Open Loop* Gangguan terhadap *Lean TEG*

Dari grafik tersebut didapatkan pemodelan gain *feedforward* sebagai berikut.

**Tabel A.1** Gain *Feedforward*

Keterangan	Gain
Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i>	$G_p(s) = \frac{814 \cdot e^{-s}}{7s + 1}$
Gangguan terhadap Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i>	$G_d(s) = \frac{722 \cdot e^{-91s}}{2125s + 1}$
<i>Feedforward Lean Amine</i>	$G_{ff}(s) = -1,44 \left( \frac{7s + 1}{2125s + 1} \right) e^{-90s}$
Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i>	$G_p(s) = \frac{165 \cdot e^{-2s}}{7s + 1}$
Gangguan terhadap Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i>	$G_d(s) = \frac{-87 \cdot e^{-s}}{18s + 1}$
<i>Feedforward Lean TEG</i>	$G_{ff}(s) = 0.81 \left( \frac{7s + 1}{18s + 1} \right) e^{-1s}$

***Halaman ini sengaja dikosongkan***

## B. Komposisi GPF

Berikut adalah komposisi yang terdapat pada GPF yang akan dijelaskan pada Tabel B.1-B.4

**Tabel B.1** Komposisi pada TEG *Contactor*

<b>Komposisi</b>	<b>3501</b> <i>(Sour Gas)</i> <b>%mole</b>	<b>3510</b> <i>(Lean Amine)</i> <b>%mole</b>	<b>3511</b> <i>(Rich Amine)</i> <b>%mole</b>	<b>3504</b> <i>(Sweet Gas)</i> <b>%mole</b>
H2S	0.0485	0.0024	0.2175	0.0006
CO2	3.5134	0.0486	3.1535	2.8397
Nitrogen	1.8352	0.0000	0.0010	1.8470
Methane	83.6579	0.0000	0.1240	84.1790
Ethane	5.2283	0.0000	0.0128	5.2598
Propane	3.3256	0.0000	0.0080	3.3456
i-Butane	0.8094	0.0000	0.0008	0.8145
n-Butane	0.8767	0.0000	0.0008	0.8822
i-Pentane	0.2867	0.0000	0.0003	0.2885
n-Pentane	0.1781	0.0000	0.0002	0.1793
n-Hexane	0.1079	0.0000	0.0001	0.1086
n-Heptane	0.0222	0.0000	0.0000	0.0224
n-Octane	0.0089	0.0000	0.0000	0.0089
n-Nonane	0.0014	0.0000	0.0000	0.0014
n-Decane	0.0010	0.0000	0.0000	0.0011
n-C11	0.0004	0.0000	0.0000	0.0004
n-C12	0.0001	0.0000	0.0000	0.0001
n-C13++	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0983	89.7425	86.5688	0.2209
Ucarsol	0.0000	10.2065	9.9122	0.0000
<b>Total</b>	100	100	100	100

**Tabel B.2** Komposisi pada *Amine Regenerator*

<b>Komposisi</b>	<b>3514 (Feed) %mole</b>	<b>3519 (Distilat Product) %mole</b>	<b>3515 (Bottom Product) %mole</b>
H2S	0.2176	5.7993	0.0024
CO2	3.1554	83.7490	0.0486
Nitrogen	0.0001	0.0014	0.0000
Methane	0.0175	0.4713	0.0000
Ethane	0.0030	0.0797	0.0000
Propane	0.0016	0.0495	0.0000
i-Butane	0.0001	0.0018	0.0000
n-Butane	0.0001	0.0020	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0006	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0004	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0002	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000
n-C12	0.0000	0.0000	0.0000
n-C13++	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	86.6795	9.8448	89.7425
Ucarsol	9.9251	0.0006	10.2065
<b>Total</b>	100	100	100



**Tabel B.3** Komposisi pada TEG *Contact*or

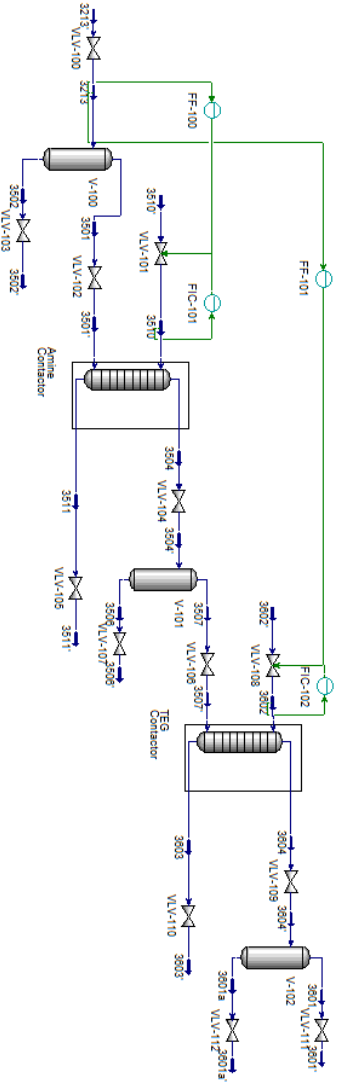
Komposisi	<b>3507</b>	<b>3604</b>	<b>3602</b>	<b>3603</b>
	<i>(Wet Gas)</i>	<i>(Dry Gas)</i>	<i>(Lean TEG)</i>	<i>(Rich TEG)</i>
	%mole	%mole	%mole	%mole
H <sub>2</sub> S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO <sub>2</sub>	2.8400	2.7000	0.0000	0.5800
Nitrogen	1.8500	1.8500	0.0000	0.1600
Methane	84.1800	84.4700	0.0000	1.3500
Ethane	5.2600	5.2800	0.0000	0.2300
Propane	3.3500	3.3600	0.0000	0.2400
i-Butane	0.8100	0.8200	0.0000	0.0300
n-Butane	0.8800	0.8900	0.0000	0.0300
i-Pentane	0.2900	0.2900	0.0000	0.0100
n-Pentane	0.1800	0.1800	0.0000	0.0100
n-Hexane	0.1100	0.1100	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0200	0.0200	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0100	0.0100	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C <sub>11</sub>	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.2200	0.0200	8.4400	27.5000
TEGlycol	0.0000	0.0000	91.5600	69.8600
<b>Total</b>	100.0000	100.0000	100.0000	100.0000

**Tabel B.4** Komposisi pada TEG *Regenerator*

<b>Komposisi</b>	<b>3611</b>	<b>3612</b>	<b>3615</b>
	<i>Feed</i>	<i>(Distilat Product)</i>	<i>(Bottom Product)</i>
	<b>%mole</b>	<b>%mole</b>	<b>%mole</b>
H <sub>2</sub> S	0.0000	0.0000	0.0000
CO <sub>2</sub>	0.3500	1.4200	0.0000
Nitrogen	0.0600	0.2400	0.0000
Methane	0.2100	0.8900	0.0000
Ethane	0.0800	0.3200	0.0000
Propane	0.1100	0.4600	0.0000
i-Butane	0.0100	0.0400	0.0000
n-Butane	0.0100	0.0500	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0100	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0100	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	27.9600	96.5300	8.4500
TEGlycol	71.2100	0.0300	91.5500
<b>Total</b>	100.0000	100.0000	100.0000

**Gambar C.1** Simulasi HYSYS tanpa pengendali *feedforward*

Sedangkan Gambar C.2 menunjukkan skema kontrol setelah diberikan pengendali *feedforward*.



**Gambar C.2** Simulasi HYSYS dengan pengendali *feedforward*

## BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Safira Firdaus Mujiyanti yang akrab disapa Safira. Penulis merupakan anak terakhir dari dua bersaudara, terlahir di kota Surabaya pada tanggal 10 Maret 1997. Penulis menempuh pendidikan di SDN Ploso II Surabaya lulus tahun 2009, SMPN 3 Peterongan, Jombang lulus tahun 2012, dan MAN 3 Malang, lulus tahun 2014. Pendidikan sarjana ditempuh di Jurusan Teknik Fisika ITS melalui jalur SBMPTN 2014. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan HMTF-ITS selama periode 2015-2016 sebagai staff PSDM (Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa) & 2016-2017 sebagai Wakil Ketua himpunan. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga aktif dalam kegiatan penelitian mobil listrik Zelena tahun 2015-2016 sebagai anggota dan tahun 2016-2017 sebagai ketua divisi Administrasi dan Sponsorship. Pengalaman *internship program* selama 1 bulan di PT. Indonesia Power Semarang pada bulan Juli 2017 dan 1 bulan di JOB Pertamina-Petrochina East Jawa, Tuban. Bidang minat penulis dalam mengerjakan tugas akhir adalah instrumentasi. Penulis dapat dihubungi di email [safirafirdaus14@gmail.com](mailto:safirafirdaus14@gmail.com).